

PRARANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER DARI SYNGAS DENGAN KAPASITAS 110.000 TON/TAHUN

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana
Teknik Kimia**



Disusun Oleh :

Nama : Sophia Amelia

Nama : Annisa Febriana Seruni

No. Mahasiswa: 21521088

No. Mahasiswa : 21521089

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2025

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Sophia Amelia	Nama : Annisa Febriana Seruni
No. Mahasiswa : 21521088	No. Mahasiswa : 21521089

Yogyakarta, 28 Agustus 2025

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahawa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasilkarya sendiri maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat di pertanggung jawabkan sebagaimana mestinya.

Mahasiswa 1



Sophia Amelia

Mahasiswa 2



Annisa Febriana Seruni

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER DARI SYNGAS DENGAN
KAPASITAS 110.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :

Nama : Sophia Amelia Nama : Annisa Febriana Seruni

No. Mahasiswa : 21521088

No. Mahasiswa : 21521089

Yogyakarta, 1 September 2025

Pembimbing,



Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D.,

NIK.175210102

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER DENGAN KAPASITAS
110.000 TON/TAHUN

Nama : Sophia Amelia Nama : Annisa Febriana Seruni

No. Mahasiswa : 21521088 No. Mahasiswa : 21521089

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas
Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

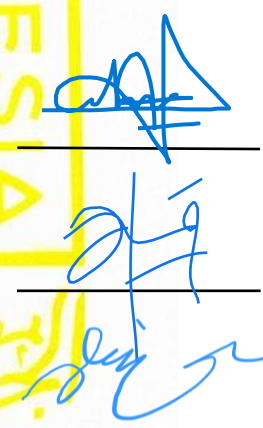
Yogyakarta, 17 September 2025

Tim Penguji,

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D.,
Ketua Penguji

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.
Penguji 1

Dr. Diana, S.T., M.Sc.
Penguji 2



Mengetahui :

Ketua Pogram Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D..

NIK. 995200445

KATA PENGANTAR

Segala puji hanya bagi Allah Subhanahu wa Ta'ala, yang dengan rahmat, taufik, dan hidayah-Nya, Sehingga penyusunan Laporan Tugas Akhir dengan judul “Prarancangan Pabrik Dimetil Eter dari *Syngas* dengan Kapasitas 110.000 Ton/Tahun dapat diselesaikan. Penulisan laporan ini merupakan wujud penerapan ilmu yang diperoleh selama menempuh perkuliahan di bidang Teknik Kimia, sekaligus menjadi salah satu persyaratan guna meraih gelar Sarjana pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Pada kesempatan yang berbahagia ini, kami ingin menyampaikan penghargaan serta ucapan terimakasih yang tulus kepada berbagai pihak yang telah memberi dukungan dan bantuan sehingga laporan ini dapat terselesaikan dengan baik. Dengan penuh rasa syukur, kami ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah Subhanahu wa Ta'ala yang telah melimpahkan rahmat, kemudahan, serta petunjuk-Nya sehingga penyusunan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar.
2. Ayah dan Ibu tercinta yang senantiasa memberikan doa, dukungan, serta motivasi tanpa mengenal lelah.
3. Bapak Prof. Ir. Sholeh Mamun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Muflih Arisa Adnan, ST., M.Sc., Ph.D., selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir, yang telah dengan sabar memberikan arahan, masukan, dan bimbingan berharga dalam proses penyusunan laporan ini.
6. Seluruh pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu, namun telah memberikan bantuan dan kontribusi dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari sepenuhnya bahwa Tugas Akhir ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu, kritik, saran, serta masukan sangat diharapkan demi perbaikan di masa mendatang. Semoga karya ini dapat memberikan manfaat, baik bagi penulis sendiri maupun pembaca pada umumnya. Akhir kata, penulis berharap semoga laporan Tugas Akhir ini membawa kebaikan dan dapat berguna bagi semua pihak. Aamiin.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, 16 Agustus 2025

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Segala puji bagi Allah SWT, Tuhan Yang Maha Pengasih dan Maha Penyayang yang telah melimpahkan rahmat, hidayah, serta kekuatan sehingga saya dapat melalui perjalanan panjang perkuliahan ini hingga titik akhir penyusunan tugas akhir. Perjalanan ini tidak hanya tentang pencapaian akademik, tetapi juga tentang belajar bersabar, bersyukur, dan bertahan dalam setiap proses yang tidak selalu mudah. Tiada langkah yang sepenuhnya mudah, namun dengan ridha dan pertolongan-Nya kelemahan berubah menjadi kekuatan dan keraguan berganti menjadi keyakinan.

Tugas akhir ini, saya persembahkan dengan segenap cinta, hormat, dan kerendahan hati kepada orang-orang yang menjadi bagian penting dalam perjalanan ini:

1. Kepada kedua orang tuaku, Bapak Ahmad Sobirudin dan Ibu Zuliati. Terima kasih untuk setiap langkah kecil yang tidak pernah terlihat, namun selalu menjadi pijakan kokoh bagiku. Kalian adalah alasanku mampu berdiri di sini, saat diriku ragu kalian yang lebih dulu percaya bahwa aku mampu. Perjalanan ini bukanlah pencapaian pribadiku semata, melainkan buah dari segala pengorbanan yang kalian tanamkan sejak awal. Kerja keras kalian yang tidak pernah terdengar, doa yang selalu dipanjatkan dalam diam, dan peluk yang sering tertunda oleh jarak, itulah yang menegakkan langkahku hingga sampai titik ini. Bapak, Ibu pencapaian ini kucatatkan atas nama kalian. Semoga lembar ini menjadi saksi kecil betapa besarnya cintaku, rasa

hormatku, dan kebanggaanku memiliki kalian. Kebanggaan apapun yang aku capai hari ini, sejatinya adalah milik kalian berdua.

2. Almarhum Kakek Subarno. Meski raga tidak lagi dapat menemani hingga hari ini, aku tahu betapa besar harapan dan doa yang dahulu kau titipkan untuk cucumu. Engkau pernah begitu bersemangat menantikan hari-hari pencapaianku, namun takdir berkata lain dan membuatmu berpulang sebelum sempat menyaksikan cucumu menggunakan toga di barisan wisuda nanti. Semoga kabar kecil yang kubawa ini sampai kepadamu, dan semoga engkau tersenyum tenang di keabadian mengetahui cucumu akhirnya mampu sampai di titik ini. Aku percaya, setiap langkahku tak pernah lepas dari restu dan doa yang kau panjatkan dalam diam, dan semoga Allah SWT menempatkanmu di sisi terbaik-Nya dalam kedamaian yang abadi.
3. Adikku tersayang, Sabrina. Terima kasih sudah menjadi penguat di tengah perjalanan panjang ini. Kehadiranmu selalu menjadi alasan untuk terus melangkah, karena aku ingin kau melihat bahwa setiap usaha tidak pernah sia-sia. Semoga apa yang kucapai hari ini bisa menjadi penyemangat untukmu juga agar suatu saat nanti kau pun mampu berdiri dengan bangga di atas pencapaianmu sendiri. Ingatlah, aku selalu percaya padamu dan aku akan selalu mendukung setiap langkahmu seperti kau mendukungku.
4. Untuk kelurga besarku, terima kasih atas doa, dukungan, dan kebersamaan yang selalu menguatkan. Dari setiap canda, perhatian, hingga doa dalam diam semua itu menjadi energi yang menuntunku sampai di titik ini. Semoga kebanggaan kecil ini juga menjadi milik kita bersama.

5. Kepada Bapak Muflih Arisa Adnan, ST., M.Sc., Ph.D., selaku dosen pembimbing tugas akhir, saya sampaikan rasa terima kasih yang sebesar-besarnya atas segala bimbingan, arahan, serta kesabaran Bapak dalam mendampingi saya selama proses penyusunan tugas akhir ini. Bapak tidak hanya memberikan ilmu dan masukan yang sangat berarti, tetapi juga menjadi teladan dalam hal kedisiplinan, ketekunan, dan ketulusan dalam membimbing. Setiap nasihat yang Bapak sampaikan menjadi bekal berharga, bukan hanya untuk menyelesaikan tugas akhir ini, tetapi juga sebagai perjalanan berharga yang akan saya bawa dalam perjalanan hidup dan karier saya ke depan. Semoga ilmu, waktu, dan perhatian yang Bapak curahkan menjadi amal kebaikan yang tidak terputus, serta selalu mendapat balasan terbaik dari Allah AWT.
6. Annisa Febriana Seruni, partner kerja praktik, penelitian, hingga tugas akhir ini. Terima kasih telah menjadi rekan seperjuangan yang setia. Kita melewati hari-hari penuh diskusi, lelah, canda, bahkan perdebatan. Kita belajar bersama, jatuh bersama, dan bangkit kembali bersama. Terima kasih sudah berbagai mimpi, beban, dan pencapaian ini. Kebersamaan ini bukan hanya membantu menyelesaikan tugas akhir, tetapi juga mengajarkan arti kerja sama, kesabaran, dan saling percaya. Semoga kebersamaan, perjuangan, dan cerita ini menjadi kenangan yang akan kita ingat dengan senyum, serta menjadi pijakan untuk langkah-langkah besar kita berikutnya.
7. Untuk teman-teman Teknik Kimia angkatan 2021, terima kasih atas kebersamaan, dukungan, dan semangat yang selalu terjaga selama

perjalanan ini. Bersama kalian, setiap tantangan terasa lebih ringan karena selalu ada ruang untuk berbagi cerita, belajar, dan saling menguatkan. Kebesamaan kita bukan hanya sebatas ruang kelas dan laboratorium, tetapi juga membentuk ikatan persaudaraan yang akan selaluku kenang. Semoga kita semua dapat melangkah menuju masa depan dengan membawa kebanggaan sebagai bagian dari keluarga besar Teknik Kimia 2021.

8. Untuk diriku sendiri, terima kasih sudah bertahan dan tidak menyerah di tengah segala lelah dan keraguan. Terima kasih sudah memilih untuk terus melangkah, meski jalan terasa berat dan penuh rintangan. Aku tahu, setiap usaha, air mata, dan doa yang terucap dalam diam adalah bagian dari perjalanan yang membawaku sampai di titik ini. Semoga pencapaian hari ini menjadi pengingat bahwa aku mampu melewati hal-hal yang dulu kukira mustahil, dan semoga ke depan aku terus kuat untuk menapaki perjalanan baru yang menanti.

Akhir kata, tugas akhir ini kupersembahkan dengan rasa syukur dan terima kasih yang tulus kepada semua pihak yang telah menjadi bagian dalam perjalanan panjang ini. Semoga setiap doa, dukungan, dan kasih sayang yang tercurah selama ini menjadi amal baik dan menjadi pengingat bahwa aku tidak pernah melangkah sendirian. Semoga karya sederhana ini dapat menjadi saksi kecil dari perjalanan, perjuangan, dan cinta yang mengiringi setiap langkahku.

Sophia Amelia

Teknik Kimia UII 2021

LEMBAR PERSEMBAHAN

Segala puji bagi Allah SWT, Tuhan semesta alam. Dengan penuh rasa syukur yang tak terhingga, saya haturkan puji syukur ke hadirat-Nya atas limpahan rahmat, hidayah, serta kemudahan yang senantiasa menyertai. Di balik lelah, letih, dan berbagai tantangan yang mewarnai perjalanan ini, akhirnya saya dapat menuntaskan tugas akhir prarancangan pabrik. Pencapaian ini menjadi penutup dari perjuangan panjang selama delapan semester menempuh pendidikan tinggi, sekaligus menjadi gerbang awal untuk melangkah menuju fase kehidupan yang baru.

Perjalanan ini tentu bukanlah usaha seorang diri. Banyak sosok istimewa yang hadir memberi semangat, dukungan, serta kekuatan di setiap langkah saya. Dengan tulus dan penuh penghormatan, karya sederhana ini saya persembahkan untuk:

1. Ayah dan Ibu tercinta dengan segenap rasa syukur, cinta, dan hormat yang tiada terhingga, kupersembahkan laporan tugas akhir ini khusus untuk Ibu (Dasmini) dan Ayah (Eko Haryanto). Terima kasih atas segala kasih sayang, doa, serta dukungan yang senantiasa tercurah tanpa henti, yang tak akan pernah mampu terbalas hanya dengan lembaran sederhana ini. Di balik setiap keberhasilan yang dapat kuraih, ada pengorbanan, kesabaran, dan perjuangan luar biasa dari Ibu dan Ayah. Terima kasih telah menjadi fondasi, penopang, serta sumber kekuatan dalam setiap langkah hidupku. Semoga karya

kecil ini menjadi awal dari jalan panjang untuk membuat Ibu dan Ayah bangga serta berbahagia. Aku sadar, masih banyak kekurangan dalam diriku, namun doa dan restu kalian selalu menjadi cahaya dan energi terbesar yang menuntunku untuk terus melangkah dan berdiri teguh. Segala pencapaian ini bukan hanya milikku, tetapi juga milik Ibu dan Ayah tercinta.

2. Adik- adik ku tersayang, Satria dan Embun. Terima kasih telah menjadi penghibur, penyemangat, sekaligus penguat di setiap langkah perjalananku. Kehadiranmu membawa tawa dan semangat baru yang membuatku tidak mudah menyerah. Semoga keberhasilan kecil ini bisa menjadi teladan dan motivasi bagimu untuk terus berjuang meraih cita-cita. Ingatlah, kita akan selalu saling mendukung dan melangkah bersama. Apa yang kuraih hari ini juga kupersembahkan untukmu, sebagai wujud kasih sayang seorang kakak yang ingin melihatmu tumbuh menjadi pribadi yang kuat, bahagia, dan penuh harapan.
3. Bapak Muflih Arisa Adnan, ST., M.Sc., Ph.D., selaku dosen pembimbing tugas akhir. Terima kasih yang sebesar-besarnya atas segala bimbingan, perhatian, dan waktu berharga yang Bapak curahkan selama proses penyusunan tugas akhir ini. Kesabaran Bapak dalam memberikan arahan, ketelitian dalam menyampaikan masukan, serta dorongan untuk senantiasa memperbaiki dan berkembang merupakan hal yang sangat berarti bagi saya.

Dukungan moral yang Bapak berikan juga menjadi kekuatan tersendiri di tengah kelelahan dan kebingungan yang saya alami. Saya merasa sangat beruntung dan bersyukur dapat dibimbing oleh sosok pembimbing yang begitu peduli dan penuh ketulusan.

4. Sophia Amelia, partner Kerja Praktik, Penelitian dan Tugas Akhir sekaligus sahabat yang senantiasa hadir dalam setiap perjalanan perkuliahan ini. Sejak proses kerja praktik yang penuh hambatan hingga akhirnya kita dapat menyelesaikan tugas akhir bersama, semua itu menjadi pengalaman berharga yang tidak terlupakan. Terima kasih atas kesabaran, kebaikan, serta dukunganmu yang begitu tulus dan besar artinya. Terima kasih juga karena selalu memahami serta memaafkan segala kekuranganku. Saya merasa sangat bersyukur dapat berpartner denganmu, belajar bersama, dan tumbuh melalui perjalanan yang penuh dinamika ini. Terima kasih untuk segalanya, Sophia.
5. Untuk teman-teman seperjuangan Teknik Kimia, terima kasih atas kebersamaan, dukungan, serta canda tawa yang selalu mengiringi perjalanan panjang ini. Dari awal perkuliahan hingga menyelesaikan tugas akhir, kalian telah menjadi bagian penting yang membuat setiap langkah terasa lebih ringan. Terima kasih atas semangat, kerja sama, dan persahabatan yang terjalin dengan tulus. Semoga segala pengalaman, perjuangan, dan cerita yang kita lalui bersama menjadi kenangan indah sekaligus bekal berharga untuk melangkah ke masa

depan. Apa yang saya capai hari ini tidak lepas dari energi positif, dukungan, dan semangat yang kita bangun bersama di keluarga besar Teknik Kimia.

6. Untuk diriku sendiri, Annisa Febriana Seruni terima kasih telah bertahan, berjuang, dan tidak menyerah meski lelah dan rintangan sering menghadang. Terima kasih sudah berani melangkah, terus belajar, serta bangkit kembali setiap kali jatuh. Proses panjang ini adalah bukti bahwa aku mampu melewati berbagai tantangan dan tetap berdiri hingga sampai pada titik ini.

Semoga pencapaian ini menjadi pengingat bahwa segala usaha, doa, dan keteguhan hati tidak pernah sia-sia. Aku bangga pada diriku yang telah berusaha sebaik mungkin, dan semoga langkah ke depan akan semakin kuat untuk meraih mimpi-mimpi berikutnya.

Annisa Febriana Seruni

Teknik Kimia UII 2021

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYTAAN KEASLIAN HASIL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
LEMBAR PERSEMBAHAN	xi
DAFTAR ISI	xv
DAFTAR TABEL	xviii
DAFTAR GAMBAR	xxi
DAFTAR LAMPIRAN	xxii
DAFTAR LAMBANG	xxiii
ABSTRAK	xxiv
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	3
1.3 Tinjauan Pustaka	7
1.3.1 <i>Indirect Route</i>	9
1.3.2 <i>Direct Route</i>	11
1.3.3 Pemilihan Proses	13
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	16
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	16
1.4.2 Tinjauan Kinetika	19
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	21
2.1 Spesifikasi Produk.....	21
2.1.1 Dimetil Eter.....	21
2.1.2 Karbon Dioksida	22
2.1.3 Air	22
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	23
2.2.1 Katalis γ -Alumina	23
2.3 Pengendalian Kualitas	25
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	25

2.3.2	Pengendalian Proses Produksi	26
2.3.3	Pengendalian Kualitas Produk	29
BAB III PERANCANGAN PROSES		28
3.1	Diagram Alir Proses dan Material.....	28
3.2	Uraian Proses	30
3.2.1	Penyimpanan dan Persiapan Bahan Baku	30
3.2.2	Sintesis Produk.....	30
3.2.3	Pemurnian	33
3.3	Spesifikasi Alat	34
3.3.1	Reaktor-01	34
3.3.2	Separator	36
3.3.3	Menara Distilasi-01	37
3.3.4	Akumulator-01	39
3.3.5	Spesifikasi Alat Penukar Panas	40
3.3.6	Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	45
3.3.7	Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	47
3.4	Neraca Massa	48
3.4.1	Neraca Massa Total	48
3.4.2	Neraca Massa Komponen	48
3.5	Neraca Panas	49
3.5.1	Neraca Panas Total.....	49
3.5.2	Neraca Panas Tiap Alat	50
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....		55
4.1	Lokasi Pabrik	55
4.2	Tata Letak Pabrik	59
4.3	Tata Letak Alat Proses.....	61
4.4	Organisasi Perusahaan	64
4.4.1	Bentuk Perusahaan	64
4.4.2	Struktur Organisasi.....	66
4.4.3	Tugas dan Wewenang.....	69
4.5	Ketentuan Cuti, Libur dan Jam Kerja Karyawan	79
4.5.1	Cuti Karyawan	79

4.5.2	Hari Libur Nasional.....	80
4.5.3	Pembagian Jam Kerja Karyawan	80
4.5.4	Pengelompokkan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji	83
4.6	Fasilitas dan Hak Karyawan	86
BAB V UTILITAS.....		91
5.1	Unit Pengolahan dan Penyedia Air.....	91
5.1.1	Unit Penyedia Air.....	91
5.1.2	Unit Pengolahan Air.....	95
5.1.3	Spesifikasi Alat Utilitas Unit Pengolahan Air.....	101
5.2	Unit Penyedia Steam	111
5.3	Unit Pembangkit Listrik	117
5.4	Unit Penyedia Udara Pendingin	120
5.5	Unit Penyedia Udara Tekan	121
5.6	Unit Penyedia Bahan Bakar	123
5.7	Unit Pengolah Limbah.....	124
BAB VI EVALUASI EKONOMI.....		126
6.1	Perkiraan Harga Alat	127
6.2	Dasar Perhitungan	132
6.3	Komponen Biaya.....	133
6.3.1	Modal (<i>Capital Investment</i>)	133
6.3.2	Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>)	135
6.3.3	Pengeluaran Umum (<i>General Expenses</i>)	137
6.4	Analisis Keuntungan	138
6.5	Analisis Kelayakan.....	139
6.6	Analisa Resiko Pabrik	144
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN		147
7.1	Kesimpulan.....	147
7.2	Saran	148
DAFTAR PUSTAKA.....		149

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Perusahaan Penghasil Dimetil Eter di Dunia	4
Tabel 1.2 Data Impor (BPS, 2023).....	4
Tabel 1.3 Pabrik Produksi Syngas di Indonesia beserta kapasitas produksinya	6
Tabel 1.4 Perbandingan Karakteristik DME dengan Bahan Bakar Lainnya.....	8
Tabel 1.5 Perbandingan proses pembuatan dimetil eter (DME)	15
Tabel 1.6 ΔG_f° untuk setiap komponen.....	17
Tabel 1.7 Konstanta laju, koefisien adsorpsi, dan konstanta kesetimbangan.....	20
Tabel 2.1 Analisis Resiko Proses	23
Tabel 3.1 Spesifikasi Furnace	40
Tabel 3.2 Spesifikasi Rebolier dan Kondenser	40
Tabel 3.3 Spesifikasi Cooler	43
Tabel 3.4 Spesifikasi Kompresor	45
Tabel 3.5 Spesifikasi Expansion Valve	46
Tabel 3.6 Spesifikasi Pompa	46
Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	47
Tabel 3.8 Neraca Massa Total	48
Tabel 3.9 Neraca Massa Reaktor.....	48
Tabel 3.10 Neraca Massa Separator	49
Tabel 3.11 Neraca Massa Menara Distilasi	49
Tabel 3.12 Neraca Panas Total	49
Tabel 3.13 Neraca Panas di Expansion Valve (EV-01)	50
Tabel 3.14 Neraca Panas Furnace (F-01)	50
Tabel 3.15 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	51
Tabel 3.16 Neraca Panas Expansion Valve (EV-02)	51
Tabel 3.17 Neraca Panas Condenser (CD-01).....	51
Tabel 3.18 Neraca Panas Separator (S-01).....	52
Tabel 3.19 Neraca Panas Kompresor (CP-01)	52
Tabel 3.20 Neraca Panas Cooler (CL-01)	52
Tabel 3.21 Neraca Panas Kompresor (CP-02)	53
Tabel 3.22 Neraca Panas Condensor (CD-02)	53
Tabel 3.23 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)	53
Tabel 3.24 Neraca Panas Expansion Valve (EV-03)	54
Tabel 3.25 Neraca Panas Cooler (CL-02)	54
Tabel 4.1 Perincian Luas Bangunan dan Tanah	60
Tabel 4.2 Jadwal kerja.....	82
Tabel 4.3 Pengelompokan Jabatan dan Jumlah Karyawan	83
Tabel 4.4 Daftar Gaji Karyawan	85
Tabel 5.1 Jumlah kebutuhan air umpan boiler	93
Tabel 5.2 Jumlah kebutuhan air pendingin	95
Tabel 5.3 Jumlah kebutuhan air keseluruhan	95

Tabel 5.4 Spesifikasi Screening Utilitas.....	101
Tabel 5.5 Spesifikasi Bak Pengolahan Air	102
Tabel 5.6 Spesifikasi Tangki Campur	102
Tabel 5.7 Spesifikasi Sand Filter.....	103
Tabel 5.8 Spesifikasi Clarifier.....	103
Tabel 5.9 Spesifikasi Air service dan Air Domestik	104
Tabel 5.10 Spesifikasi Tangki Klorinasi	104
Tabel 5.11 Spesifikasi Cooling Tower	105
Tabel 5.12 Spesifikasi Hot Basin dan Cold Basin.....	105
Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki Pengolahan Steam.....	106
Tabel 5.14 Spesifikasi Bak Demineralisasi	106
Tabel 5.15 Spesifikasi Kation Exchanger	107
Tabel 5.16 Spesifikasi Anion Exchanger	107
Tabel 5.17 Spesifikasi Deaerator.....	107
Tabel 5.18 Spesifikasi Pompa Utilitas	108
Tabel 5.19 Spesifikasi Boiler	112
Tabel 5.20 Spesifikasi Generator	117
Tabel 5.21 Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Proses	118
Tabel 5.22 Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Utilitas	118
Tabel 5.23 Spesifikasi Blower udara pendingin.....	121
Tabel 5.24 Spesifikasi Kompresor	122
Tabel 5.25 Spesifikasi Tangki Silika Gel	122
Tabel 5.26 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Udara Tekan	122
Tabel 5.27 Konsumsi Bahan Bakar	123
Tabel 5.28 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Bakar.....	123
Tabel 6. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index	127
Tabel 6.2 Harga Alat Proses	130
Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas.....	131
Tabel 6.4 Physical Plant Cost.....	133
Tabel 6.5 Direct Plant Cost	134
Tabel 6.6 Fixed Capital Investment	134
Tabel 6.7 Total Capital Investment	135
Tabel 6.8 Manufacturing Cost.....	136
Tabel 6.9 Direct Manufacturing Cost.....	136
Tabel 6.10 Indirect Manufacturing Cost	137
Tabel 6.11 Fixed Manufacturing Cost.....	137
Tabel 6.12 General Expenses	138
Tabel 6.13 Total Production Cost.....	138
Tabel 6.14 Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)	142
Tabel 6.15 Annual Regulated Cost (Ra).....	142
Tabel 6.16 Annual Variable Cost (Va).....	142
Tabel 6.17 Annual Sales Value (Sa)	143
Tabel 6.18 Parameter Penentuan Analisa Resiko	145

Tabel 6.19 Analisis Evaluasi Ekonomi.....	146
---	-----

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Dimetil Eter tahun 2019-2023.....	5
Gambar 1.2 Diagram Sintesis DME.....	9
Gambar 1.3 Indirect Route two steps Sintesis DME	11
Gambar 1.4 Direct Route Sintesis DME	12
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	28
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	29
Gambar 4.1 Perencanaan Lokasi.....	55
Gambar 4.2 Layout Pabrik Dimetil Eter	61
Gambar 4.3 Layout Alat Proses	64
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Dimetil Eter dari Syngas	69
Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas Unit Pengolahan Air	116
Gambar 6.1 Grafik kenaikan Indeks Harga.....	129
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi	145

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A. PERHITUNGAN REAKTOR	153
LAMPIRAN B. PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD).....	182
LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN	184

DAFTAR LAMBANG

Q	: Kebutuhan Kalor, kJ/jam	tw	: <i>Tube wall temperature, °F</i>
ID	: <i>Inside Diameter, in</i>	ΔP	: <i>Pressure Drop, psi</i>
OD	: <i>Outside Diameter, in</i>	<i>Different, Rd</i>	: <i>Dirt Factor</i>
T	: <i>Temperature, °C</i>	ΔG°	: Energi Bebas Gibbs, kJ/mol
P	: Tekanan, atm		
Sg	: <i>Spesific Gravity</i>		
Re	: <i>Bilangan Reynold</i>		
ρ	: Densitas, kg/m ³		
μ	: Viskositas, cP		
Cp	: Kapasitas Panas, kJ/kmol.K		
ΔH_r	: Panas Reaksi Standar, kJ/mol		
V	: Volume, m ³		
L	: Panjang <i>Tube</i> , m		
BWG	: <i>Birmingham Wire Gauge</i>		
ω	: <i>Acentric Factor</i>		
UC	: <i>Clean Overall Coefficient, Btu/hr.ft².F</i>		
icr	: Jari-jari sudut dalam, in		
Diop	: jari-jari dalam pipa hasil perhitungan, m		

ABSTRAK

Perkembangan pasar energi global dalam satu dekade terakhir mendorong peningkatan kebutuhan akan sumber energi alternatif misalnya sebagai campuran dalam pembuatan *Liquified Petroleum Gas* (LPG). Dimetil eter dapat diproduksi melalui reaksi langsung antara gas hidrogen (H_2) dan Karbon Monoksida (CO). Sintesis dimetil eter dilakukan dengan mereaksikan hidrogen dan karbon monoksida secara langsung. Proses produksi dimetil eter dilakukan melalui reaksi sintesis metanol dan dehidrasi berikutnya dalam satu reaktor *fixed bed multitube* dengan tekanan 39,48 atm dan suhu 280 °C secara isothermal dengan karakteristik reaksi eksotermis. Setelah itu produk berupa dimetil eter dipisahkan melalui separator dan menara distilasi untuk memperoleh distilat dengan Tingkat kemurnian 99%. Prarancangan pabrik dimetil eter ini direncanakan menggunakan *syngas* sebagai bahan baku dengan kapasitas produksi 110.000 ton per tahun. Pembangunan pabrik direncanakan berdiri di wilayah Tanjung Raja, Kecamatan Muara Enim, Kabupaten Muara Enim, Sumatera Selatan. Operasional pabrik direncanakan berlangsung selama 330 hari dalam satu tahun dengan waktu operasi 24 jam setiap harinya. Pabrik ini memerlukan tenaga kerja sebanyak 189 orang. Pabrik ini termasuk dalam kategori resiko rendah berdasarkan analisa resiko pabrik. Berdasarkan dari analisa evaluasi ekonomi menunjukkan bahwa presentasi dari *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak yaitu 24,47% dan setelah pajak 23,25%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 2,90 tahun dan setelah pajak 3,01 tahun. Serta presentase BEP 44,11%, SDP 21,27%, dan DCFRR 27,80%. Berdasarkan ketersediaan bahan baku, kondisi operasi, serta hasil evaluasi ekonomi, maka pabrik dimetil eter dinilai layak untuk didirikan.

Kata Kunci: Dimetil eter, karbon monoksida, hidrogen, Evaluasi Ekonomi

ABSTRACT

The development of the global energy market over the past decade has driven an increase in the demand for alternative energy sources, such as those used in the production of liquefied petroleum gas (LPG). Dimethyl ether can be produced through a direct reaction between hydrogen gas (H₂) and carbon monoxide (CO). The synthesis of dimethyl ether is carried out by reacting hydrogen and carbon monoxide directly. The dimethyl ether production process is carried out through methanol synthesis and subsequent dehydration in a fixed bed multitube reactor at a pressure of 39,48 atm and a temperature of 280°C under isothermal conditions with an exothermic reaction characteristic. The resulting dimethyl ether product is then separated using a separator and distillation column to obtain a distillate with a purity level of 99%. The preliminary design of the dimethyl ether plant is planned to use syngas as the raw material with a production capacity of 110,000 tons per year. The plant is planned to be constructed in the Tanjung Raja area, Muara Enim District, Muara Enim Regency, South Sumatra. Plant operations are planned to run for 330 days per year with a 24-hour operating schedule each day. The plant will require 189 employees. The plant is classified as low risk based on factory risk analysis. Based on the economic evaluation analysis, the pre-tax Return on Investment (ROI) is 24.47% and the post-tax ROI is 23.25%. The pre-tax Pay Out Time (POT) is 2.90 years, and the post-tax POT is 3.01 years. Additionally, the Break-Even Point (BEP) is 44.11%, the SDP is 21.27%, and the DCFRR is 27.80%. Based on the availability of raw materials, operational conditions, and the results of the economic evaluation, the dimethyl ether plant is deemed feasible to establish.

Keywords: Dimethyl ether, carbon monoxide, hydrogen, Economic Evaluation

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Energi merupakan kebutuhan mendasar yang terus meningkat seiring dengan pertumbuhan populasi dan kemajuan teknologi. Di era modern ini, ketergantungan dunia pada bahan bakar fosil seperti minyak bumi dan gas alam telah menimbulkan tantangan besar, mulai dari keterbatasan cadangan hingga ancaman lingkungan akibat tingginya emisi karbon. Untuk itu, pengembangan sumber energi alternatif yang lebih bersih dan berkelanjutan menjadi langkah yang tidak bisa ditunda lagi. Salah satu alternatif yang memiliki potensi besar adalah dimetil eter (DME). DME merupakan senyawa kimia sederhana dengan formula CH_3OCH_3 yang memiliki sifat volatil dan dapat membentuk fase cair ketika diberi tekanan di atas 0,5 MPa sehingga umumnya ditangani dan disimpan dalam bentuk cair (Azizi et al., 2014).

Terbakar dengan nyala biru yang tampak dan dengan sifat yang mirip dengan propana dan butana, DME dapat digunakan sebagai *liquefied petroleum gas* (LPG) yang telah menarik perhatian sebagai bahan bakar fosil konvensional. Selain cocok untuk kebutuhan domestik, DME juga digunakan di sektor industri dan transportasi. Keunggulan utama DME terletak pada emisinya yang rendah. DME lebih aman dalam penyimpanan dan penanganannya karena tidak membentuk peroksida berbahaya. Dengan kandungan oksigen

sekitar 35%, DME menghasilkan pembakaran yang lebih bersih, mengurangi emisi karbon monoksida dan hidrokarbon yang tidak terbakar dibandingkan gas alam. Selain itu, DME memiliki angka *cetane* tinggi, menjadikannya alternatif yang baik untuk bahan bakar transportasi tanpa menghasilkan partikel atau gas beracun seperti Nox (Raoof et al., 2008). Tidak hanya itu, DME juga memiliki nilai ekonomis tinggi dan dapat dihasilkan dari berbagai bahan baku yang melimpah di alam, seperti *syngas*.

Syngas atau *synthesis gas* merupakan campuran hidrogen (H_2) dan karbon monoksida (CO) yang dihasilkan dari gasifikasi bahan baku karbon (Woolcock & Brown, 2013). *Syngas* dapat dihasilkan dari gas alam, batubara, kokas minyak bumi, serta dari biomassa. Di Indonesia potensi *syngas* sangat besar, namun belum dimanfaatkan secara optimal. Dengan demikian, Indonesia memiliki peluang besar untuk memproduksi DME secara mandiri sehingga dapat mengurangi ketergantungan terhadap LPG impor yang selama ini mendominasi kebutuhan domestik.

Teknologi produksi DME berbasis *syngas* telah berkembang menjadi dua cara utama: proses langsung (*direct synthesis*) dan tidak langsung (*indirect synthesis*). Pada proses langsung, *syngas* dikonversi menjadi DME menggunakan katalis bifungsional yang mampu menggabungkan reaksi pembentukan metanol dan dehidrasi menjadi satu tahap. Metode langsung lebih ekonomis karena mengatasi kesetimbangan termodinamika dalam konversi CO menjadi metanol dan menghilangkan biaya pemurnian metanol dengan memproduksi metanol dan DME dalam satu reaktor (Lu et al., 2004). Produksi

metanol sebagai hasil samping dari reaksi sintesis CO dan CO₂ berpotensi meningkatkan nilai ekonomi melalui penjualan produk yang lebih menguntungkan.

Di Indonesia, ketergantungan pada LPG impor menjadi masalah serius yang mempengaruhi stabilitas energi dan ekonomi nasional. Data menunjukkan bahwa sekitar 70-80% kebutuhan LPG di Indonesia harus dipenuhi melalui impor yang menimbulkan beban berat pada anggaran negara. Dalam konteks ini, pengembangan DME sebagai substitusi LPG tidak hanya relevan, tetapi juga strategis untuk meningkatkan kemandirian energi.

Melalui prarancangan pabrik ini, diharapkan dapat dirumuskan solusi yang tidak hanya teknis tetapi juga ekonomis untuk mendukung pengembangan DME di Indonesia. Dengan memanfaatkan potensi lokal yang melimpah dan teknologi yang tepat, proyek ini dapat memberikan manfaat jangka panjang berupa peningkatan nilai tambah sumber daya alam, penyediaan energi yang lebih bersih, serta kontribusi pada pencapaian target keberlanjutan nasional.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas pabrik merupakan langkah yang paling krusial dalam tahap perancangan awal sebuah industri kimia, termasuk pabrik dimetil eter (DME). Penentuan kapasitas yang optimal didasarkan pada analisis kebutuhan pasar, ketersediaan bahan baku seperti *syngas*, serta berbagai aspek teknis maupun ekonomi. Dalam studi ini, penentuan kapasitas pabrik dimetil eter (DME) dirancang menggunakan pendekatan

regresi linier berdasarkan data histori impor yang ditunjukkan pada Tabel 1.2.

PT. Bumi Tangerang Gas *Industry* sebagai satu-satunya produsen gas dimetil eter (DME) di Indonesia maupun di Asia Tenggara dengan kapasitas produksinya mencapai 12.000 ton/tahun dengan realisasi 60%. Produksi awalnya digunakan untuk memenuhi kebutuhan pasar ekspor dan domestik. Tujuan ekspor meliputi, Taiwan, Malaysia, dan Singapura, sementara konsumen lokal mencakup industri cat dan kosmetik. Di berbagai belahan dunia, telah berdiri banyak pabrik yang memproduksi dimetil eter (DME) sebagai bahan bakar dan bahan baku kimia seperti yang ditunjukkan pada tabel 1.1.

Tabel 1.1 Perusahaan Penghasil Dimetil Eter di Dunia

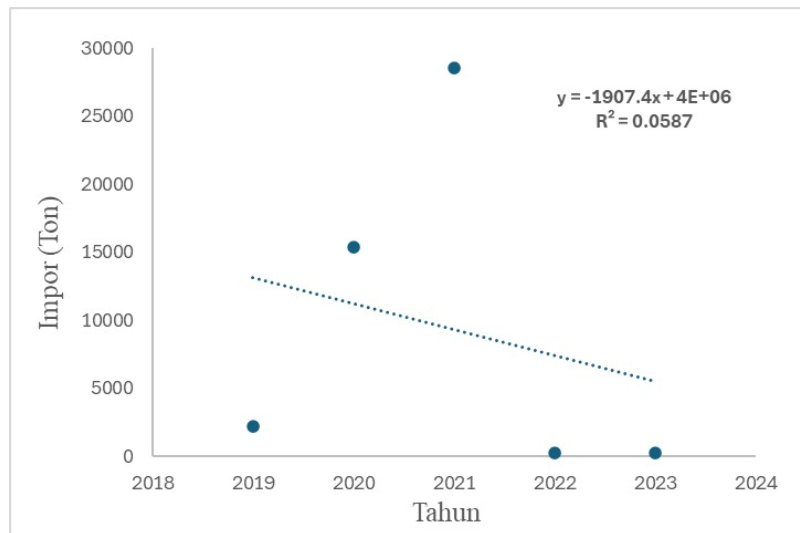
	Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
1.	Akzo Nobel NV	Belanda	45.000 ^a
2.	Korea Gas (KOGAS)	Korea Selatan	300.000 ^b
3.	Mitsubishi Corporation's (MC)	Jepang	20.000 ^b
4.	Zagros Petrochemical Company	Iran	800.000 ^b
5.	TOYO Engineering Corporation	China	110.000 ^c

Sumber: ^a DataMineIntelligence; ^b Market.us; ^c Green Car Congress

Tabel 1.2 Data Impor (BPS, 2023)

Tahun	Import/ Tahun (Ton/Tahun)
2019	2.204,786
2020	15.365,445

2021	28.499,204
2022	224,602
2023	238,418



Gambar 1.1 Grafik Impor Dimetil Eter tahun 2019-2023

Dari grafik regresi data tahun dengan data impor DME dilakukan guna menentukan kapasitas produksi.

Perhitungan prediksi impor DME adalah sebagai berikut:

$$y = -1907,4 x + 4E + 06$$

$$x = 2030, \text{merupakan tahun pabrik didirikan}$$

$$y = 127.978 \text{ Ton/Tahun}$$

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor kunci dalam perencanaan pabrik DME, terutama dari segi keberlanjutan suplai. Di Indonesia, *synthesis gas* (*syngas*) sebagai bahan baku utama untuk produksi DME dapat dihasilkan

dari sumber-sumber lokal yang melimpah, seperti batu bara, biomassa, dan gas alam seperti yang ditunjukkan pada tabel 1.3. Indonesia memiliki cadangan batu bara lebih dari 37 miliar ton dengan sebagian besar berupa batu bara berkalori rendah yang ideal untuk proses gasifikasi. Selain itu, gas alam juga tersedia dalam jumlah besar untuk proses reformasi metana menjadi *syngas*. Dengan kemampuan teknologi gasifikasi modern, sumber daya ini dapat dikonversi menjadi *syngas* dengan kapasitas produksi yang mencakup kebutuhan pabrik DME skala industri. Hal ini memastikan ketersediaan bahan baku yang stabil dan berkelanjutan, mendukung operasional pabrik dalam jangka panjang.

Tabel 1.3 Pabrik Produksi *Syngas* di Indonesia beserta kapasitas produksinya

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
PT Bukit Asam	Sumatera Selatan	2.140.000
PT Pupuk Kaltim	Kalimantan Timur	2.609.145
PT Pupuk Sriwijaya	Sumatera Selatan	816.750

Sumber: Katadata (2022)

Berdasarkan proyeksi, kebutuhan DME Indonesia pada tahun 2030 diperkirakan mencapai 127.978 ton/tahun, sementara kapasitas produksi domestik saat ini baru sekitar 12.000 ton/tahun. Kondisi ini menunjukkan adanya ketidakseimbangan antara kebutuhan dan ketersediaan, sehingga pembangunan pabrik baru berkapasitas 110.000 ton/tahun diperlukan untuk meningkatkan kemandirian pasokan. Kapasitas tersebut dipilih karena terbukti layak secara teknis dan ekonomis dengan merujuk pada pabrik

TOYO Engineering Corporation di China yang memiliki skala serupa. Dengan demikian, pembangunan pabrik berkapasitas 110.000 ton/tahun dinilai realistis, mampu memperkuat ketahanan energi melalui pengurangan ketergantungan terhadap impor.

1.3 Tinjauan Pustaka

Dimetil eter (DME), dengan rumus kimia CH_3OCH_3 adalah senyawa eter paling sederhana yang tidak memiliki ikatan C-C. Pada kondisi atmosferik, DME berada dalam fase gas, namun karena tekanan uapnya mencapai 5,1 bar pada suhu 20 °C, senyawa ini dapat dengan mudah dicairkan (Olah et al., 2009). Selain itu juga, DME memiliki densitas energi yang cukup tinggi, dapat dihasilkan melalui berbagai sumber energi terbarukan, memiliki angka *cetane* yang besar, dan sesuai untuk mesin bertekanan tinggi yang efisien serta tahan lama (Soltic et al., 2024). Dalam penelitiannya, Semelsberger et al., (2006) mengemukakan keuntungan menonjol dari dimetil eter (DME) sebagai bahan bakar dan pembawa energi dibanding bahan bakar lainnya karena:

1. Emisi rendah dan efisiensi tinggi: DME memiliki emisi gas rumah kaca *well-to-wheel* terendah dibandingkan diesel, nafta, biodiesel, bio nafta, metanol, metana, dan etanol.
2. Efisiensi infrastruktur: DME menawarkan efisiensi *well-to wheel* tertinggi di antara bahan bakar non-petroleum (kecuali gas alam) untuk

teknologi kendaraan konvensional, hibrida, dan sel bahan bakar berbahan bakar prosesor.

3. Penggunaan multifungsi: Dapat digunakan sebagai bahan bakar pemanas dan memasak di rumah tangga serta bahan bakar turbin dengan efisiensi lebih tinggi dan emisi NO_x serta CO yang lebih rendah dibandingkan metana dan nafta cair.
4. Sel bahan bakar efisien: Prosesor bahan bakar berbasis metanol dan DME memiliki energi awal rendah dan volume kecil, meningkatkan efisiensi dibandingkan etanol, metana, dan bensin.
5. Sumber hidrogen: DME menghasilkan umpan kaya hidrogen untuk sel bahan bakar dengan hasil setara metanol pada suhu operasi yang serupa.
6. DME aman digunakan karena tidak bersifat toksik, teratogenik, mutagenik, atau karsinogenik.
7. Memiliki potensi pemanasan global (GWP) yang sangat rendah, yaitu 0,1 dalam jangka waktu 500 tahun (dibandingkan dengan CO₂ yang bernilai 1,0).

Tabel 1.4 Perbandingan Karakteristik DME dengan Bahan Bakar Lainnya

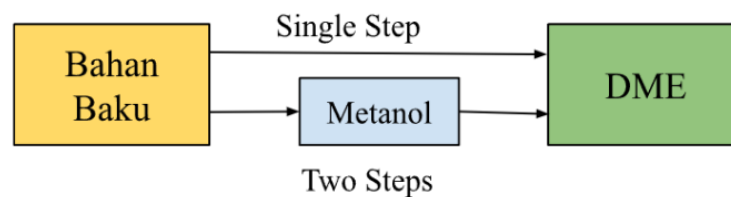
	Metana	Metanol	Dimetil Eter	Etanol	Gasoline	Diesel
Rumus Kimia	CH ₄	CH ₃ OH	CH ₃ OCH ₃	CH ₃ CH ₂ OH	C ₇ H ₁₆	C ₁₄ H ₃₀
Berat Molekul (g/mol)	16,04	32,04	46,07	46,07	100,2	198,4
Densitas (g/cm³)	0,00072 ^a	0,792	0,661 ^b	0,785	0,737	0,856

Titik Didih (°C)	-162	64	-24,9	78	38-204	125-400
LHV (kJ/g)	47,79	19,99	28,62	26,87	43,47	41,66
Exergy (MJ/kg)	51,76	22,36	30,75	29,4	47,46	46,94
Carbon content (wt.%)	74	37,5	52,2	52,2	85,5	87
Sulfur content (ppm)	~7-25	0	0	0	~200	~250

^a Nilai per cm³ uap pada suhu dan tekanan standar

^b Densitas pada P= 1 atm dan T= -25 °C

Seperti yang diilustrasikan pada Gambar 1.1, DME dapat disintesis melalui dua cara berbeda. Cara pertama disebut *indirect route (Two Steps)*, yaitu melibatkan produksi metanol terlebih dahulu yang kemudian didehidrasi membentuk DME. Cara kedua yang dianggap lebih efisien, yaitu *direct route (Single steps)* dimana DME dihasilkan dalam satu langkah menggunakan katalis bifungsional.

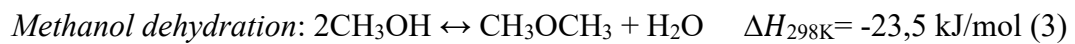
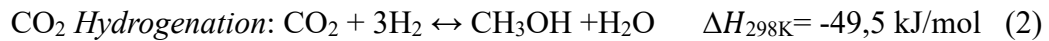


Gambar 1.2 Diagram Sintesis DME (Polsen et al., 2020)

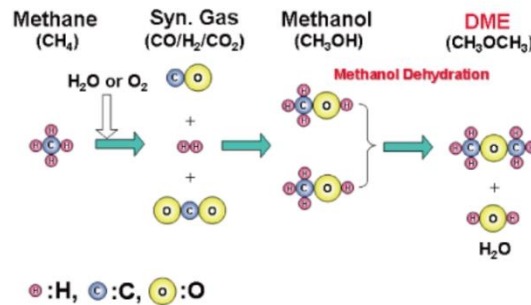
1.3.1 Indirect Route (Two Steps)

Sintesis DME tidak langsung (*indirect two steps*) melibatkan proses dua langkah, dimana sintesis dan dehidrasi metanol terjadi di reaktor

terpisah. Di reaktor pertama, H₂ bereaksi dengan CO dan CO₂ dengan adanya katalis berbasis tembaga untuk menghasilkan metanol, seperti yang dijelaskan oleh reaksi stoikiometri (Persamaan (1) dan Persamaan (2)). Karena adanya air yang dihasilkan dalam reaksi kedua, reaksi pergeseran gas air (WGS) juga dapat terjadi saat CO₂ hadir.



Setelah metanol diproduksi, metanol tersebut mengalami pemurnian melalui kolom distilasi dimana setiap reaktan yang tidak bereaksi didaur ulang kembali ke dalam reaktor metanol. Aliran metanol yang dimurnikan kemudian dimasukkan ke dalam reaktor dehidrasi untuk produksi DME. Proses dehidrasi ini dikatalisis oleh bahan-bahan asam, seperti H⁺ Zeolite Socony Mobil-5 (HZSM) atau aluminium oksida (Al₂O₃). Dalam reaktor ini, DME dan air diproduksi dalam fase uap. Campuran metanol/air/DME yang dihasilkan kemudian dipisahkan menggunakan dua kolom distilasi. Metanol yang tidak bereaksi akan didaur ulang kembali ke dalam reaktor DME setelah dipisahkan dari DME dan air (Nizam et al., 2023).



Gambar 1.3 *Indirect Route two steps* Sintesis DME (Ningxia,2006)

1.3.2 *Direct Route*

Sintesis langsung DME dari *syngas* atau CO_2 menggunakan katalis bifungsional melibatkan sintesis metanol dan dehidrasi berikutnya dalam satu reaktor. Katalis bifungsional ini mengandung situs aktif logam yang mengkatalisis sintesis metanol dan *acid site* yang mendorong dehidrasi metanol menjadi DME. Integrasi ini menghilangkan kebutuhan akan unit pemurnian dan unit transportasi sehingga menghasilkan proses yang lebih efisien dengan biaya operasi yang lebih rendah. Kendala termodinamika yang membatasi sintesis metanol diatasi dengan menggabungkan kedua proses menjadi satu reaktor, mengoptimalkan konversi *syngas* dan meningkatkan selektivitas DME. Ketika umpan terutama *syngas* digunakan sebagai umpan, reaksi bersih produksi DME didasarkan pada Persamaan (9). Namun, ketika CO_2 dimasukkan baik sebagai umpan utama atau dalam jumlah yang signifikan stoikiometri bergeser ke Persamaan (10), yang menyoroti potensi *syngas* kaya CO_2 untuk produksi DME (Nizam et al., 2023).

Berikut adalah reaksi-reaksi yang terjadi di dalam *direct route* sintesis DME:

AutoThermal Reforming (ATR):



Partial Oxidation:



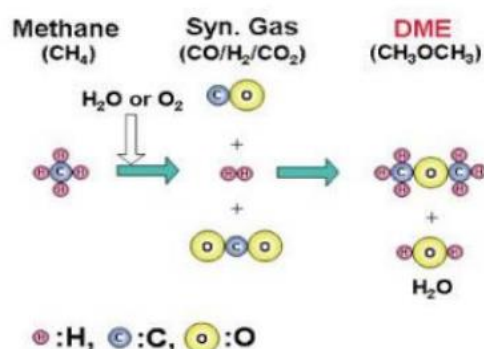
Steam Reforming:



Water Gas Shift:



Reaktor DME



Gambar 1.4 *Direct Route* Sintesis DME (Ningxia,2006)

1.3.3 Pemilihan Proses

Dalam memproduksi dimetil eter (DME) terdapat dua cara yaitu proses secara *direct synthesis* (sintesis langsung) dan *indirect synthesis* (konvensional). Proses yang digunakan dalam perancangan pabrik ini adalah proses *direct synthesis* yaitu konversi langsung dari *syngas*. Pemilihan metode ini didasarkan pada pertimbangan dari segi ekonomi, dampak bagi lingkungan, serta efisiensi termodinamika proses. Metode langsung lebih ekonomis karena mengatasi kesetimbangan termodinamika dalam konversi CO menjadi metanol dan menghilangkan biaya pemurnian metanol dengan memproduksi metanol dan DME dalam satu reaktor (Lu et al., 2004). Dalam jurnalnya, Dadgar et al., (2016) mengemukakan bahwa secara termodinamika, sintesis langsung DME memberikan keuntungan berupa konversi *syngas* yang lebih tinggi per reaksi lintasan.

Pada proses *single step (direct synthesis)*, katalis yang digunakan adalah katalis bifungsi (*hybrid catalyst*), yaitu kedua katalis ini tidak disusun secara berlapis melainkan dicampur sehingga dalam satu sistem reaktor tersedia dua situs aktif sekaligus. Dengan demikian, reaksi sintesis metanol dari gas sintesis berlangsung pada situs logam, dan metanol yang terbentuk segera terdehidrasi pada situs asam menjadi DME tanpa perlu tahap pemurnian metanol terlebih dahulu antara katalis logam dan katalis asam. Katalis logam umumnya berupa $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$, yang berfungsi untuk mengonversi gas sintesis (CO dan H_2) menjadi

metanol. Sedangkan katalis asam berupa $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$, yang berperan dalam reaksi dehidrasi metanol menjadi dimetil eter (DME). Dengan adanya kedua jenis katalis ini dalam satu sistem, reaksi sintesis metanol dan reaksi dehidrasi metanol dapat berlangsung secara simultan dalam satu reaktor. Berbeda dengan metode *two step (indirect synthesis)* yang menggunakan dua reaktor terpisah. Pada metode ini, tahap pertama berupa sintesis metanol menggunakan katalis logam, dilanjutkan dengan tahap pemisahan dan pemurnian metanol, kemudian tahap kedua berupa konversi metanol menjadi DME menggunakan katalis asam (shim et al., 2009).

Hal ini karena reaksi dehidrasi metanol in situ terhadap DME meningkatkan konversi COx secara keseluruhan. Menurut Chen et al., (2019) juga mengemukakan bahwa sintesis DME secara *direct* biasanya lebih diutamakan karena memberikan selektivitas dan hasil DME yang lebih tinggi dari perspektif termodinamika, selektivitas, dan hasil DME. Berikut ini adalah Tabel 1.5 yang memperlihatkan perbandingan antara proses pembuatan DME menggunakan metode konvensional dan metode sintesis langsung.

Tabel 1.5 Perbandingan proses pembuatan dimetil eter (DME)

No	Pembanding	Proses Pembuatan	
		<i>Indirect synthesis</i>	<i>Direct synthesis</i>
1.	Bahan Baku	Gas alam, <i>syngas</i> , metanol	Gas alam, <i>syngas</i>
2.	Reaksi	1. $\text{CO} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH}$ 2. $\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$ 3. $2\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$	1. $3\text{CO} + 3\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{CO}_2$ 2. $2\text{CO}_2 + 6\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + 3\text{H}_2\text{O}$
3.	Desain Reaktor	<i>Separate reactor</i> untuk sintesis dan dehidrasi methanol	<i>Slurry-phase reactor</i> atau <i>Fixed bed reactor</i>
4.	Proses	<i>Two steps</i> : Produksi metanol dan DME berlangsung dalam reaktor yang terpisah	<i>Single step</i> : metanol dan DME diproduksi secara simultan dalam satu reaktor
5.	Ekonomi	Biaya modal (<i>capital cost</i>) dan biaya operasionalnya lebih tinggi	Biaya modal (<i>capital cost</i>) dan biaya operasionalnya lebih rendah
6.	Efisiensi Energi	Sedikit lebih rendah, karena setiap tahapan operasi secara terpisah	Lebih tinggi, karena konversi dimaksimalkan
7.	Emisi CO ₂	Lebih tinggi karena adanya langkah tambahan	Lebih rendah, terutama dengan <i>recycle</i> metanol
8.	Spesifikasi Katalis	Katalis terpisah untuk metanol dan DME <i>steps</i>	Katalis bifungsional (menggunakan katalis CuO/ZnO/Al ₂ O ₃ sebagai katalis logam dan γ -Al ₂ O ₃ sebagai katalis asam)
9.	Konversi CO	59,25%	55-99,99%
10.	Konversi CH ₃ OH	43,5%	90-99%
11.	Selektivitas DME	87%	99-99,9%
12.	Kondisi operasi	R-01: 260 °C; 48,39 atm R-02: 240 °C; 29,03 atm	260 °C; 30-50 atm
13.	Produk samping	Air	Karbon dioksida

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Reaksi dapat diklasifikasikan sebagai eksotermis atau endotermis berdasarkan nilai panas pembentukan standar (ΔH_r). Reaksi utamanya melibatkan 4 reaksi antara lain:

1. $\text{CO} + 2\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OH}$ $-181,5 \text{ kJ/mol-DME}$
2. $\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$ $-56,5 \text{ kJ/mol-DME}$
3. $2\text{CH}_3\text{OH} \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$ $-23,4 \text{ kJ/mol-DME}$
4. $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$ -41 kJ/mol-DME

Berdasarkan persamaan reaksi diatas dapat dihitung dari panas pembentukan standar yaitu dengan mengintegrasikan persamaan reaksi (1) sampai (4). Kombinasi reaksi (1) dan (3) menghasilkan reaksi keseluruhan yaitu reaksi (6). Sementara itu, kombinasi reaksi (1), (3), dan (4) menghasilkan reaksi keseluruhan yaitu reaksi (5).

5. $3 \text{ CO} + 3\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{CO}_2$ $-1029,26 \text{ kJ/mol-DME}$
6. $2\text{CO} + 4\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$ $-857,72 \text{ kJ/mol-DME}$

Berdasarkan reaksi keseluruhan DME yang dapat dilihat pada reaksi (5) dan (6) proses sintesis DME adalah reaksi *eksoterm* yang menghasilkan sejumlah besar panas. Jika suhu reaktor DME meningkat akibat panas reaksi, konversi kesetimbangan termodinamika akan menurun. Selain itu kinerja katalis DME juga menurun dalam kondisi tersebut. Oleh karena itu, panas reaksi harus

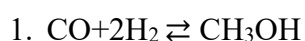
dikelola dengan mendinginkan reaktor DME hingga rentang suhu 240-280°C (Shim et al., 2009).

Energi *Gibbs* merupakan salah satu parameter penting dalam termodinamika yang digunakan untuk mengetahui suatu reaksi kimia dapat berlangsung secara spontan pada kondisi tertentu. Secara sederhana, perubahan energi *Gibbs* (ΔG°) menunjukkan selisih energi antara produk dan reaktan. Jika ΔG° bernilai negatif, artinya reaksi tersebut cenderung terjadi dengan sendirinya, sedangkan jika nilainya positif, reaksi memerlukan energi tambahan dari luar agar dapat berlangsung. Berdasarkan data yang diperoleh dari Yaws (1999), nilai ΔG_f° untuk setiap komponen ditampilkan pada Tabel 1.6 berikut:

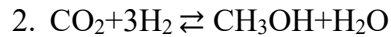
Tabel 1.6 ΔG_f° untuk setiap komponen

Komponen	ΔG_f° 298 K (kJ/mol)
CO	-137,2
H ₂	0
CO ₂	-394,4
H ₂ O	-228,6
CH ₃ OH	-162,51
CH ₃ OCH ₃	-112,93

(Yaws, 1999)



$$\begin{aligned}\Delta G_{(298,15 \text{ K})} &= \Delta G_{\text{produk}} - \Delta G_{\text{reaktan}} \\ &= -25,31 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$



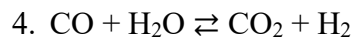
$$\Delta G_{(298,15 \text{ K})} = \Delta G_{\text{produk}} - \Delta G_{\text{reaktan}}$$

$$= 3,29 \text{ kJ/mol}$$



$$\Delta G_{(298,15 \text{ K})} = \Delta G_{\text{produk}} - \Delta G_{\text{reaktan}}$$

$$= -16,51 \text{ kJ/mol}$$



$$\Delta G_{(298,15 \text{ K})} = \Delta G_{\text{produk}} - \Delta G_{\text{reaktan}}$$

$$= -28,6 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, maka reaksi berlangsung spontan karena harga ΔG_f° cenderung negatif.

Apabila nilai K lebih kecil dari 1 ($K < 1$), maka reaksi digolongkan sebagai *reversible*, artinya proses dapat berlangsung dua arah dengan kecenderungan kesetimbangan lebih dominan ke sisi pereaksi. Sebaliknya, bila nilai K lebih besar dari 1 ($K > 1$), maka reaksi bersifat hampir *irreversible* karena lebih kuat mengarah pada pembentukan produk dan sulit kembali ke pereaksi. Oleh karena itu, reaksi pembentukan dimetil eter dari *syngas* dapat dikatakan berlangsung secara *reversible*.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Karena reaksi sintesis DME dipengaruhi oleh reaksi katalitik gas sintesis pada permukaan katalis, pada sintesis DME secara *direct process* sintesis metanol dan dehidrasi metanol digabungkan dalam satu reaktor dengan menggunakan katalis bifungsi. Sintesis metanol yang menggunakan katalis logam sedangkan pada dehidrasi metanol menggunakan katalis asam. Untuk sintesis DME secara *direct process* menggunakan CuO/ZnO/Al₂O₃ sebagai katalis logam dan γ -Al₂O₃ sebagai katalis asam. Model Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson (LHHW) diterapkan untuk mensimulasikan reaksi sintesis DME (Polsen et al., 2020). Laju reaksi ditunjukkan di bawah ini, dan parameter kinetika ditunjukkan pada Tabel 1.7.

$$r_{CO} = \frac{k_1 f_{CO} f_{H_2}^2 - \frac{k_1 f_{CH_3OH}}{K f_1}}{(1 + K_{CO} f_{CO} + K_{CO_2} f_{CO_2} + K_{H_2} f_{H_2})^3}$$

$$r_{CO_2} = \frac{k_2 f_{CO_2} f_{H_2}^3 - \frac{k_2 f_{CH_3OH} f_{H_2O}}{K_{f2}}}{(1 + K_{CO} f_{CO} + K_{CO_2} f_{CO_2} + K_{H_2} f_{H_2})^4}$$

$$r_{DME} = \frac{k_3 f_{CH_3OH} - \frac{k_3 f_{DME} f_{H_2O}}{K_{f3} f_{CH_3OH}^2}}{(1 + \sqrt{K_{CH_3OH} f_{CH_3OH}})^2}$$

$$rWGS = \frac{k_4 f_{H_2O} - \frac{k_4 f_{CO_2} f_{H_2}}{K_{f4} f_{CO}}}{1 + K_{CO} f_{CO} + K_{CO_2} f_{CO_2} + \sqrt{K_{H_2} f_{H_2}}}$$

Tabel 1.7 Konstanta laju, koefisien adsorpsi, dan konstanta kesetimbangan

Parameters A(i)exp(B(i)/RT)	Referensi		Modifikasi	
	A(i)	B(i)	A'(i)	B'(i)
k1	7,380	-54,307	7,380	-58,464
k2	5,059	-67,515	5,059	-67,509
k3	1,062	-43,473	1,062	-43,473
k4	7.3976	-20,436	7.3976	-10,808
K _{CO}	3.934×10 ⁻⁶	37,373	3.917×10 ⁻⁶	49,884
K _{CO2}	1.858×10 ⁻⁶	53,795	1.858×10 ⁻⁶	53,795
K _{H2}	0.6716	-6,476	0.6716	-6,476
K _{CH3OH}	3.480×10 ⁻⁶	54,689	7.928×10 ⁻⁶	48,221

- Konstanta laju dan koefisien adsorpsi diberikan oleh Z. G. Nie, H. W. Liu, dkk. (2005)
- Konstanta kesetimbangan diberikan oleh Zhang dkk. (2001) dan Herman dkk. (1979)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Dimetil Eter

Rumus kimia	= C_2H_6O
Berat molekul	= 46,06 kg/kmol
Fase	= Gas (1 atm, 25 °C)
Densitas	= 1,89 kg/m ³
Titik didih	= -24,8 °C
Titik lebur	= -141,5 °C
<i>Specific gravity</i>	= 0,72 (air sebagai referensi, SG air=1)
<i>Flammability limits</i>	= <i>Lower: 3,3%, upper: 26,2%</i>
<i>Auto-ignition temperature</i>	= 350 °C
Komposisi	= C_2H_6O 99,93%w
	CH_3OH 0,7%w
	H_2O 0,15 ppm
	C_3H_6O 1,24 ppm

Kelarutan = 7% dalam air (17,8)

(Sumber: *Safety Data Sheet*)

2.1.2 Karbon Dioksida

Rumus kimia = CO₂

Berat molekul = 44,009 kg/kmol

Densitas = 61,32 kg/m³

Titik didih = -78,45 °C

Titik kritis = 31,06 °C

Viskositas = 0,015 cP

Komposisi = CO₂ 98,24%w

H₂O 1,76%w

(Sumber: Alibaba)

2.1.3 Air

Rumus kimia = H₂O

Berat molekul = 18,06 kg/kmol

Fase = Cair (1 atm, 25 °C)

Titik didih = 100 °C

Titik lebur = 0 °C

Viskositas = 0,85 cP (30 °C)

Kapasitas panas = 1 cal/ (g °C) (1 atm, 25 °C)

(Sumber: MSDS)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Katalis γ -Alumina

Rumus Kimia	= Al_2O_3
Berat Molekul	= 101,96 gram/gmol
Densitas	= 3,94 g/cm ³ pada 20 °C
Fase	= Solid (<i>Solid crystalline powder</i>)
Bentuk Partikel	= <i>Hollow cylindrical</i>
Tekanan Kritis	= 78,5 atm
Titik Didih	= 2980 °C
Titik Lebur	= 2043 °C
<i>Specific gravity</i>	= 3,9
Diameter Partikel	= 3-7 mm
Luas Permukaan	= 164 m ² /gram

(Sumber: Safety Data Sheet)

Tabel 2.1 Analisis Resiko Proses

No.	Parameter Resiko	Deskripsi	Resiko	
			<i>Low</i>	<i>High</i>
Kondisi Operasi				
1.	Suhu	280 °C		✓
2.	Tekanan	39,48 atm		✓

Bahan Baku yang digunakan				
1.	Karbon Monoksida	<i>Flammability:</i> Mudah Terbakar, kategori 2		✓
		<i>Toxicity:</i> Beracun, kategori 2		✓
		<i>Reactivity:</i> Tidak reaktif dalam kondisi normal	✓	
		<i>Corrosivity:</i> Tidak bersifat korosif	✓	
2.	Hidrogen	<i>Flammability:</i> Mudah Terbakar, kategori 4		✓
		<i>Toxicity:</i> Tidak beracun	✓	
		<i>Reactivity:</i> Tidak reaktif dalam kondisi normal	✓	
		<i>Corrosivity:</i> Tidak bersifat korosif	✓	
3.	Katalis Alumina	<i>Flammability:</i> Tidak mudah terbakar	✓	
		<i>Toxicity:</i> Toksisitas rendah (debu dapat mengiritasi)	✓	
		<i>Reactivity:</i> Stabil, reaktivitas rendah	✓	
		<i>Corrosivity:</i> Bersifat korosif, kategori 1		✓
Sifat Produk yang Dihasilkan				
1.	Dimetil Eter	<i>Flammability:</i> Mudah Terbakar, kategori 4		✓
		<i>Toxicity:</i> Toksitas rendah, kategori 1	✓	
		<i>Reactivity:</i> Reaktif sedang, stabil pada kondisi normal kategori 1	✓	

Sifat Produk yang Dihasilkan				
1.	Dimetil Eter	<i>Corrosivity</i> : Tidak bersifat korosif	✓	
2.	Air	<i>Flammability</i> : Tidak mudah terbakar	✓	
		<i>Toxicity</i> : Tidak beracun	✓	
		<i>Reactivity</i> : Stabil, reaktivitas rendah	✓	
		<i>Corrosivity</i> : Tidak bersifat korosif	✓	

(Sumber: MSDS)

2.3 Pengendalian Kualitas

Dalam prarancangan pabrik dimetil eter (DME) dari *syngas*, pengendalian kualitas menjadi aspek penting untuk memastikan produk memenuhi spesifikasi yang diinginkan serta menjamin efisiensi dan keselamatan proses. Pengendalian tersebut meliputi, pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian proses produksi, dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dalam produksi dimetil eter (DME) dari *syngas* bertujuan untuk memastikan bahwa komposisi dan kemurnian gas yang digunakan sesuai dengan standar yang dibutuhkan dalam proses sintesis. Rasio H_2/CO harus optimal agar reaksi berjalan efisien, sementara kandungan CO_2 serta pengotor perlu diminimalkan untuk mencegah deaktivasi katalis. Metode analisis seperti kromatografi

gas (GC) dan spektroskopi inframerah (FTIR) digunakan untuk memantau kualitas bahan baku. Dengan kontrol yang ketat, stabilitas proses dapat dijaga, sehingga menghasilkan DME dengan kualitas sesuai spesifikasi industri.

2.3.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi dalam sintesis DME dari *syngas* bertujuan untuk memastikan reaksi berlangsung optimal, efisien dan menghasilkan produk dengan kemurnian tinggi sesuai standar kualitas. Dalam produksi DME dari *syngas*, pemantauan suhu, tekanan, rasio reaktan, dan kinerja katalis sangat penting. Alat ukur dan instrumen berperan penting dalam pemantauan rutin pabrik, dengan tiga fungsi utama: sebagai alat ukur, alat analisis, dan alat kendali. Selain membantu operator memantau kondisi operasi, instrumen juga mengatur variabel proses secara manual atau otomatis serta memberikan peringatan dini terhadap kondisi kritis. Instrumen seperti sensor suhu, tekanan, dan aliran digunakan untuk pemantauan *real-time*, sementara sistem kontrol otomatis berfungsi menjaga kestabilan proses agar tetap dalam parameter yang telah ditetapkan. Keberadaan dan fungsi instrumen harus disesuaikan dengan kebutuhan di lokasi pemasangannya agar proses produksi dapat berjalan dengan efisien dan aman. Dengan sistem pengawasan yang ketat, efisiensi konversi dapat ditingkatkan, risiko gangguan produksi dapat diminimalkan, dan kualitas produk akhir tetap terjaga sesuai spesifikasi industri.

2.3.2.1 Aliran Sistem Kontrol

1. Aliran pneumatik (udara bertekanan) digunakan untuk menggerakkan katup dari *controller* ke aktuator.
2. Aliran elektrik (aliran listrik) digunakan untuk mentransfer data suhu dari sensor ke *controller*.
3. Aliran mekanik (berupa gerakan atau perubahan level) digunakan untuk mengirimkan informasi aliran dari sensor ke *controller*.

2.3.2.2 Alat Sistem Kontrol

1. Sensor, digunakan untuk mengidentifikasi berbagai variabel dalam proses. Alat-alat yang digunakan meliputi *manometer* untuk mengukur aliran fluida, tekanan, dan level; *thermocouple* untuk pengukuran suhu; *flowmeter* dan *rotameter* untuk aliran fluida; pelampung dan indikator ketinggian kapasitif untuk mengukur level.
2. *Controller* yang digunakan antara lain yaitu *Flow Control* (FC), *Temperature Control* (TC), *Pressure Control* (PC), *Level Control* (LC).
 - a. *Flow Control* (FC)

Flow Control berfungsi untuk memonitor dan mengendalikan laju aliran suatu material yang akan dialirkan ke dalam suatu proses atau peralatan tertentu, guna

memastikan kesesuaian dengan parameter yang telah ditentukan.

b. *Temperature Control* (TC)

Temperature Control berfungsi untuk memonitor dan mengendalikan suhu operasi suatu perangkat berdasarkan nilai suhu referensi yang telah ditetapkan, guna memastikan kestabilan dan efisiensi proses.

c. *Pressure Control* (PC)

Pressure Control berfungsi untuk memantau dan mengatur tekanan operasi suatu sistem sesuai dengan nilai tekanan yang telah ditentukan. Alat ini sangat penting dalam sistem yang memanfaatkan aliran uap (*steam*) atau gas. *Pressure Control* biasanya terintegrasi dengan *control valve* pada jalur keluaran uap atau gas untuk memastikan pengendalian tekanan yang optimal.

d. *Level Control* (LC)

Level Control berfungsi untuk memantau dan mengatur ketinggian cairan dalam suatu peralatan agar tetap berada di bawah batas maksimum yang diperbolehkan. Secara umum, *Level Control* diterapkan pada perangkat seperti kolom atau bejana (*vessel*) dan diintegrasikan dengan *control valve* pada jalur keluaran kolom atau bejana untuk memastikan pengendalian level yang optimal.

3. *Actuator* berfungsi untuk melakukan manipulasi untuk menyelaraskan variabel yang dikendalikan dengan variabel yang diatur oleh *controller*. Perangkat yang digunakan untuk tujuan ini antara lain adalah *automatic control valve* atau *manual hand valve*.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

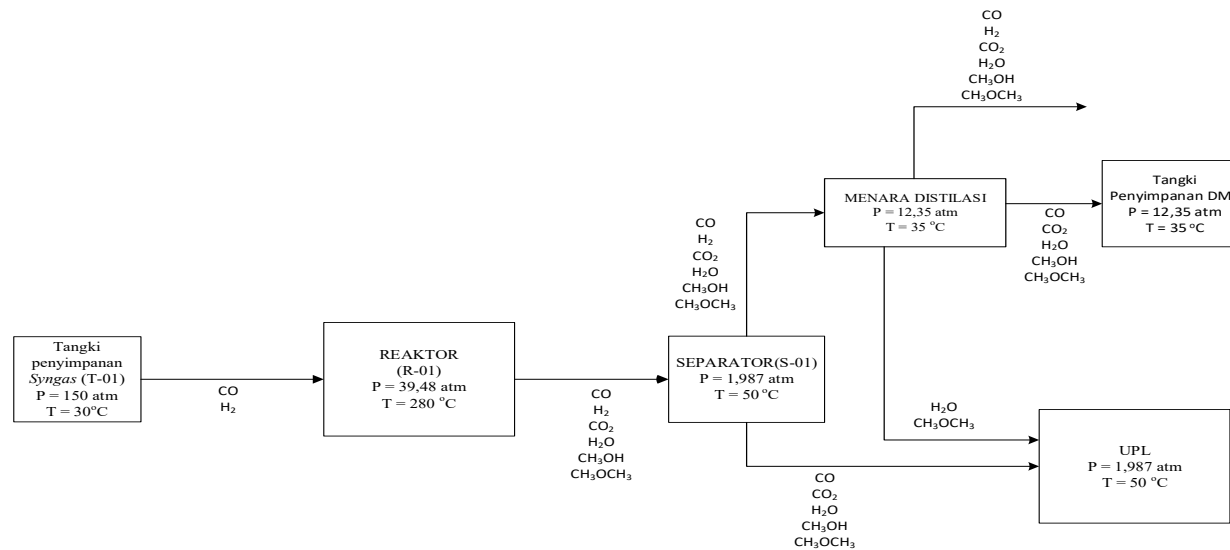
Kualitas produk yang dihasilkan sangat dipengaruhi oleh efektivitas, efisiensi, dan optimasi yang diterapkan dalam setiap tahap proses. Kemurnian produk, persentase *recovery*, dan parameter kualitas lainnya harus memenuhi standar yang telah ditetapkan. Oleh karena itu, pengendalian dan pemantauan kualitas bahan baku serta rangkaian proses menjadi sangat penting untuk menghasilkan produk berkualitas tinggi, memiliki nilai ekonomi yang baik sesuai permintaan pasar.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

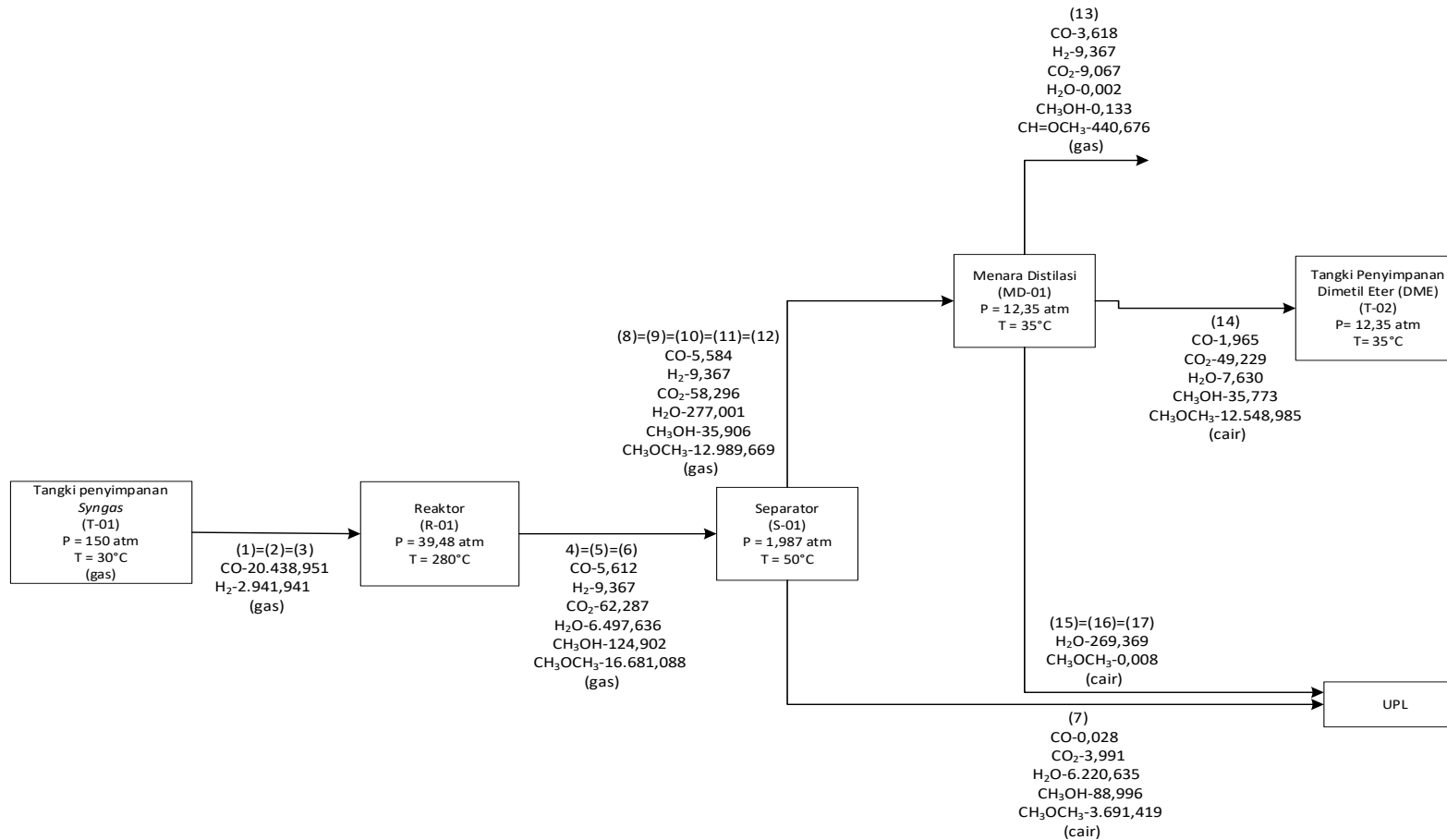
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

3.2.1 Penyimpanan dan Persiapan Bahan Baku

Pabrik ini menggunakan bahan baku utama yaitu Karbon monoksida (CO) dan Hidrogen (H₂) dalam fase gas yang disimpan dalam Tangki Penyimpanan Bahan Baku (T-01) pada tekanan 150 atm dan suhu 30 °C. Dari tangki penyimpanan gas karbon monoksida dan hidrogen dialirkan dengan laju alir CO 20.438,95 kg/jam dan H₂ 2.941,94 kg/jam menuju ke *Expansion Valve* (EV-01) untuk diturunkan tekanan hingga mencapai 39,48 atm. Setelah gas CO dan H₂ diturunkan tekanannya selanjutnya dialirkan menuju *Furnace* (F-01) untuk dinaikan suhunya hingga mencapai 280 °C. Kemudian umpan yang telah mencapai kondisi operasi yang sesuai untuk berlangsungnya reaksi sintesis dialirkan ke Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-01) untuk proses berikutnya.

3.2.2 Sintesis Produk

Umpan yang telah sesuai dengan kondisi operasi kemudian masuk ke Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-01) untuk selanjutnya mengalami proses sintesis. Di dalam reaktor reaksi antara CO dan H₂ berlangsung dengan bantuan katalis padat CuO/ZnO/Al₂O₃ γ -alumina. Melalui mekanisme reaksi sintesis langsung, CO dan H₂ dikonversi menjadi dimetil eter (DME) dalam satu reaktor, melalui tahapan reaksi sintesis metanol dan DME secara simultan.

Reaksi eksotermis ini menghasilkan DME sebanyak 16.681,09 kg/jam, dengan produk samping berupa metanol sebesar 124,90 kg/jam, air sebesar 6.497,64 kg/jam, serta gas sisa reaksi yang tidak terkondensasi, yaitu H₂ sebesar 9,37 kg/jam, CO sebesar 5,61 kg/jam, dan CO₂ sebesar 62,29 kg/jam. Reaksi berlangsung pada kondisi reaktor isothermal, dimana suhu reaktor dipertahankan konstan pada 280 °C dengan adanya penurunan tekanan dari 39,48 atm menjadi 37,5 atm akibat *pressure drop*.

Produk hasil keluaran reaktor kemudian dialirkan menuju *Expansion Valve* (EV-02) untuk diturunkan tekanan hingga mencapai 1,987 atm. Setelah itu, produk hasil reaksi yang terdiri dari campuran gas dimetil eter (DME), air (H₂O), metanol (CH₃OH), karbon dioksida (CO₂), dan sisa karbon monoksida (CO) dialirkan menuju *Condenser* (CD-01) untuk menurunkan suhu dari sekitar 261,30°C menjadi 50°C. Proses pendinginan ini bertujuan untuk mengkondensasikan komponen-komponen bertitik didih tinggi seperti air dan metanol agar terjadi perubahan fasa dari gas ke cair. Dengan demikian, *condensor* yang digunakan merupakan *condensor* multifungsi yang berperan sebagai pendingin sekaligus pengembunan. Berdasarkan data aliran, setelah pendinginan terjadi peralihan dari fasa gas murni menjadi campuran gas-cair, yang memudahkan proses pemisahan fasa pada unit separator (S-01) di tahap berikutnya. Dengan cara ini, DME yang bersifat lebih volatil tetap berada dalam fasa gas, sementara air dan metanol terpisah dalam

fasa cair, sehingga efisiensi pemisahan dan pemurnian produk dapat ditingkatkan. Setelah diturunkan suhunya kemudian hasil keluaran *cooler* dialirkan menuju Separator (S-01).

Hasil keluaran *cooler* dialirkan menuju unit pemisah fasa (Separator S-01) yang beroperasi pada tekanan sebesar 1,987 atm dan suhu 50°C. Pada kondisi ini, sebagian komponen hasil reaksi seperti air (H₂O) dan metanol (CH₃OH) telah mengalami kondensasi akibat penurunan suhu dari kondisi keluaran reaktor yang tinggi. Pemisahan di dalam separator didasarkan pada perbedaan densitas dan fase antara komponen-komponen tersebut. Komponen yang terkondensasi dengan titik didih tinggi akan terakumulasi di bagian bawah sebagai fasa cair, sedangkan senyawa yang lebih volatil seperti dimetil eter (DME), karbon dioksida (CO₂), dan sisa gas lainnya akan tetap berada dalam fasa gas dan dikeluarkan melalui bagian atas separator. Proses ini memungkinkan terjadinya pemisahan fasa secara efisien sebelum aliran gas diarahkan ke tahap pemurnian berikutnya.

Setelah keluar dari separator (S-01), aliran gas hasil reaksi masih mengandung campuran dimetil eter, metanol, uap air, serta gas-gas sisa seperti CO, H₂, dan CO₂. Aliran ini masih berupa uap, bersuhu sekitar 50 °C dan bertekanan rendah 1,987 atm. Untuk keperluan pemisahan lebih lanjut, kondisi ini belum optimal.

Tahap awal dilakukan dengan menaikkan tekanan menggunakan kompresor (CP-01) hingga mencapai sekitar 4,95 atm. Proses ini

bertujuan untuk meningkatkan tekanan parsial dari komponen-komponen dalam campuran, terutama dimetil eter sehingga proses kondensasi pada tahap berikutnya dapat berlangsung mudah dan efisien. Karena tekanan yang naik akibat proses kompresi menyebabkan suhu gas ikut meningkat, maka gas perlu didinginkan menggunakan *cooler* (CL-01) dengan udara sebagai media pendingin. Tujuan pendinginan ini untuk menurunkan suhu gas dari 95,43 °C menjadi 72,43 °C dan juga agar tidak mengganggu kinerja alat berikutnya.

Setelah suhu stabil, aliran gas kembali dikompresi melalui CP-02 hingga mencapai tekanan 12,35 atm, sesuai dengan tekanan operasi kolom distilasi. Tekanan tinggi ini memungkinkan dimetil eter dikondensasikan pada suhu menengah, sehingga tidak memerlukan pendingin ekstrem. Karena kompresi meningkatkan suhu, aliran didinginkan kembali menggunakan *Condensor* (CD-02) hingga mencapai 50 °C. Pada kondisi ini, aliran gas berada dalam keadaan optimal untuk distilasi, dengan laju massa sekitar 13.375,862 kg/jam dan kandungan dimetil eter dominan sebesar 12.989,67 kg/jam (97,1%).

3.2.3 Pemurnian

Selanjutnya, aliran masuk ke menara distilasi (MD-01) untuk dilakukan pemisahan komponen berdasarkan perbedaan titik didih. Menara distilasi berfungsi memisahkan komponen dimetil eter sebagai produk utama dari komponen lain yang memiliki titik didih lebih tinggi maupun lebih rendah. Di bagian atas menara, dimetil eter sebagai

komponen paling volatil naik dan mengalami kondensasi parsial di *Condensor* (CD-03) menghasilkan dua aliran distilat, distilat uap dan distilat cair. Distilat uap terdiri dari gas-gas ringan seperti CO, H₂, CO₂, serta sedikit dimetil eter. Sementara itu, distilat cair mengandung dimetil eter dalam fase cair sebagai produk utama, dengan laju alir sekitar 12.548,99 kg/jam dengan kemurnian DME mencapai 99% yang kemudian dialirkan ke tangki penyimpanan sebagai produk utama.

Sementara itu, aliran *bottom* dari menara distilasi berisi air sedikit DME. Aliran ini masih dalam bentuk cair pada suhu tinggi (189,96 °C) dan tekanan 12,35 atm. Aliran ini tidak langsung dibuang, tetapi terlebih dahulu mengalami penurunan tekanan melalui *Expansion Valve* (EV-03). Proses ekspansi ini bertujuan untuk menurunkan tekanan sistem tanpa menambahkan panas, sehingga suhu aliran juga ikut turun. Penurunan tekanan ini mempermudah proses pendinginan lanjutan dan menghindari tekanan berlebih pada sistem pembuangan.

Setelah diekspansi, aliran ini didinginkan dengan *cooler* (CL-02) hingga mencapai suhu 50 °C menggunakan udara. Pendinginan ini bertujuan untuk melindungi peralatan dan mempermudah pengolahan limbah. Selanjutnya, aliran ini dialirkan ke Unit Pengolahan Limbah (UPL).

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Reaktor-01

Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan dimetil eter
Jenis/Tipe	: <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Harga, \$	: 437,600
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	: 280
Tekanan, atm	: 39,48
Kondisi Proses	: <i>Isothermal</i>

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-212 Grade B</i>
Diameter (ID) Shell, m	: 1,671
Tinggi Total, m	: 4,787
Jenis Head	: <i>Eliptical dished head</i>

Spesifikasi Khusus

Jenis Katalis	: CuO/ZnO/Al ₂ O ₃ γ-Alumina
Bentuk Katalis	: Pellet
Ukuran Katalis, mm	: 5
WHSV	: 4,04/jam
Tinggi Tumpukan, m	: 3,2
Pressure Drop, bar	: 2
Dimensi <i>Tube</i>	
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-212 Grade B</i>
Diameter, in	: 3,068
Panjang, m	: 4
Jumlah <i>Tube</i>	: 200
Tipe	: Triangular Pitch
Ukuran Pitch, m	: 0,1125
Jenis Coolant	: Air umpan boiler
Kebutuhan Coolant	: 32899,75 kg/jam

3.3.2 Separator-01

Kode	: S-01
Fungsi	: Memisahkan campuran gas dan cairan

yang berasal dari reaktor

Jenis : Silinder Vertikal dengan *elliptical flanged and dished head*

Material : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi: a. Suhu : 50 °C

b. Tekanan : 1,987 atm

Spesifikasi *Shell*

a. Panjang : 3,658 m

b. Tebal : 0,006 m

c. Diameter Luar : 1,37 m

Spesifikasi *Head*

a. Tinggi : 0,26 m

b. Tebal : 0,0079 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 27,200

3.3.3 Menara Distilasi-01

Kode : MD-01

Fungsi : Memisahkan dimetil eter dan *off gas*

Jenis : *Multistage Distillation*

Tipe : *Tray Distillation Column*

Kondisi Operasi

- a. Umpan : T: 35 °C
P: 12,35 atm
- b. Distilat : T: 35 °C
P: 12,35 atm
- c. *Bottom* : T: 189,96 °C
P: 12,35 atm

Spesifikasi *Shell*

- a. Diameter : 1,0668 m
- b. Tinggi : 13,4112 m
- c. Tebal : 0,0159 m
- d. Material : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Spesifikasi *Head*

- a. Jenis : *Torispherical Dished Head*
- b. Tebal : 0,0222 m
- c. Material : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Spesifikasi *Tray*

- a. Jenis *Tray* : *Sieve Tray*
- b. *Feed Stage* : 5
- c. Jumlah *Stage* Aktual : 13
- d. Susunan *Hole* : *Triangular pitch*
- e. Diameter *Hole* : 0,005 m
- f. Jumlah *Tray* : 20

g. <i>Tray Spacing</i>	: 0,6096 m
h. Jumlah Lubang	: 2088
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 129,200

3.3.4 Separator-02

Kode	: S-02
Fungsi	: Menampung dan memisahkan campuran Distilat keluaran kondenser
Jenis	: Silinder Horizontal
Kondisi Operasi	: T : 35 °C P : 12,35 atm

Shell

a. Panjang	: 5,7 m
b. Tebal	: 0,019 m
c. Diameter Luar	: 1,52 m

Head

d. Tinggi	: 0,32 m
e. Tebal	: 0,019 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 33,400

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Tabel 3.1 Spesifikasi *Furnace*

Kode	F-01
Fungsi	Memanaskan umpan agar mencapai suhu reaksi di dalam reaktor.
Jenis	<i>Box Furnace</i>
Jumlah	1 unit
Kondisi Operasi	Kontinyu
Spesifikasi	Beban <i>furnace</i> : 15310625,68 Btu/Jam Jumlah <i>Tube</i> : 380 Panjang <i>Tube</i> : 6,096 m OD <i>Tube</i> : 0,0254 m
Harga	\$ 82,600

Tabel 3.2 Spesifikasi Rebolier dan Kondenser

Kode	RB-01	CD-01	CD-02
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Fungsi	Menguapkan cairan hasil bawah Menara Distilasi (MD-01)	Mendinginkan uap keluaran <i>Expansion Valve-02</i>	Menurunkan suhu keluaran <i>Compressor-02</i>
<i>Operating Condition- Shell</i>			
Fluid	Air 99,997 %, Dimetil Eter 0,003 %	Karbon Monoksida 0,02% , Hidrogen 0,04%, Karbon Dioksida 0,27%, Air	<i>Cooling Water</i>

		27,79% , Metanol 0,53%, Dimetil Eter 71,34%	
Fluid type	<i>Cold</i>	<i>Hot</i>	<i>Cold</i>
Flowrate	15939,35 lb/jam	51546,04 lb/jam	339.260,77 lb/jam
Temperature	<i>In</i> : 190 °C <i>Out</i> : 190,5 °C	<i>In</i> : 261,30 °C <i>Out</i> : 50 °C	<i>In</i> : 30 °C <i>Out</i> : 40 °C
Pressure	12,35 atm	1,987 atm	6,58 atm
Operating Condition – Tube			
Fluid	HP Steam	Udara	Karbon Monoksida 0,04%, Hidrogen 0,07%, Karbon Dioksida 0,44%, Air 2,07% , Metanol 0,27%, Dimetil Eter 97,11%
Fluid type	<i>Hot</i>	<i>Cold</i>	<i>Hot</i>
Flowrate	9599,92 lb/jam	11184852,17 lb/jam	29488,64 lb/jam
Temperature	<i>In</i> : 250 °C <i>Out</i> : 249 °C	<i>In</i> : 30 °C <i>Out</i> : 35 °C	<i>In</i> : 120,65 °C <i>Out</i> : 50 °C
Pressure	28,95 atm	3,73 atm	12,35 atm
Mechanical Design – Shell			
Pass	1	1	1
ID	21,25 in	19,25 in	12 in
Baffle Space	15,94 in	14,44 in	10,2 in
ΔP_{cal} / Δp_{allow}	0,028 psi/10 psi	0,25 psi/10 psi	0,82 psi/10 psi
Rd_{cal} / Rd_{min}	0,0016/0,0012	0,00115 /0,0011	0,0032/0,0015
Mechanical Design – Tube			
Length	20 ft	20 ft	20 ft

Pass	2	1	1
OD	1 in	1 in	1 in
Number	169 tubes	142 tubes	62 tubes
A	887,51 ft ²	742,62 ft ²	324,21 ft ²
BWG	16	16	16
Pitch	1,25 in	1,25 in	1,25 in
	Triangular	Triangular	Triangular
ΔP_{cal} / Δp_{allow}	5,36 psi/ 10 psi	9,68 psi/10 psi	0,0027/ 10 psi
Harga Alat	\$ 53,700	\$31,200	\$20,500

Tabel Spesifikasi Kondenser (Lanjutan)

Kode	CD-03
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Fungsi	Mendinginkan uap menjadi cairan untuk menghasilkan <i>reflux</i> dan distilat.
<i>Operating Condition- Shell</i>	
Fluid	<i>Cooling Water</i>
Fluid type	<i>Cold</i>
Flowrate	713650,98 lb/jam
Temperature	<i>In</i> : 30 °C <i>Out</i> : 40 °C
Pressure	6,58 atm
<i>Operating Condition – Tube</i>	
Fluid	Karbon Monoksida 0,04% , Hidrogen 0,07%, Karbon Dioksida 0,44%, Air 0,06 %, Metanol 0,27 %, Dimetil Eter 99,11%
Fluid type	<i>Hot</i>
Flowrate	72249,28 lb/jam
Temperature	<i>In</i> : 58,8 °C <i>Out</i> : 35 °C
Pressure	12,35 atm
<i>Mechanical Design – Shell</i>	
Pass	1
ID	35 in
Baffle Space	29,75 in
ΔP_{cal} / Δp_{allow}	0,40 psi/10 psi
R_d cal / R_d min	0,0016/0,0015
<i>Mechanical Design – Tube</i>	

Length	20 ft
Pass	1
OD	0,75 in
Number	1072 tubes
A	4208,95 ft ²
BWG	16
Pitch	15/16 in Triangular
ΔP_{cal} / ΔP_{allow}	0,45 psi/10 psi
Harga Alat	\$ 112,900

Tabel 3.3 Spesifikasi Cooler

Kode	CL-01
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran <i>Compressor-01</i>
Fluid	Udara
Fluid type	<i>Cold</i>
Flowrate	222099,47 lb/jam
Temperature	<i>In</i> : 30 °C <i>Out</i> : 35 °C
Pressure	3,73 atm
Fluid	Karbon Monoksida 0,04%, Hidrogen 0,07%, Karbon Dioksida 0,44%, Air 2,07% , Metanol 0,27%, Dimetil Eter 97,11%
Fluid type	<i>Hot</i>
Flowrate	29488,64 lb/jam
Temperatur	<i>In</i> : 95,43 °C <i>Out</i> : 72,43 °C
Pressure	4,95 atm
Pass	1
ID	10 in
Baffle Space	7,5 in
ΔP_{cal} / ΔP_{allow}	7,83 psi /10 psi
Rd_{cal} / Rd_{min}	0,013 / 0,0011
Length	20 ft
Pass	1
OD	1 in
Number	22 tubes

<i>A</i>	112,42 ft ²
<i>BWG</i>	16
<i>Pitch</i>	1,25 in Triangular
<i>ΔPcal / ΔPallow</i>	0,115 psi /10 psi
Harga Alat	\$14,700

Table Lanjutan Spesifikasi *Cooler*

Kode	CL-02	
Jenis HE	Double Pipe	
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran dari Expansion Valve-03	
Operating Condition		
Position	Annulus	Inner Pipe
Fluid	Air	Udara
Fluid Type	Hot	Cold
Flowrate	593,87 lb/jam	76071,37 lb/jam
Temperature	In =120,48 °C	In = 30 °C
	Out = 50 °C	Out = 35 °C
Pressure	1,987 atm	3,73 atm
Mechanical Design		
IPS	2 in	1,25 in
ID	2,067 in	1,380 in
OD	2,38 in	1,66 in
Surface area	0,622 ft2/ft	0,435 ft2/ft
ΔPcal / ΔPallow	0,043 psi/10 psi	8,52 psi/10 psi
Mechanical Design		
Harpin	1 buah	
Panjang total	40 ft	
Luas Transfer Panas	13,44 ft²	
Rd cal / Rd min	0,0012/0,0011	
Harga Alat	\$ 11,300	

3.3.6 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Tabel 3.4 Spesifikasi Kompresor

Kode	CP-01	CP-02
Fungsi	Menyalurkan dan menaikkan tekanan fluida dari keluaran atas separator dengan meningkatkan tekanannya dari 1,987 atm menjadi 4,95 atm	Menyalurkan dan menaikkan tekanan fluida dari keluaran CL-01 dengan meningkatkan tekanannya dari 4,95 atm menjadi 12,35 atm
Nama bahan yang dikompresi	Gas CO, H ₂ , CO ₂ , CH ₃ OH, dan CH ₃ OCH ₃	Gas CO, H ₂ , CO ₂ , CH ₃ OH, dan CH ₃ OCH ₃
<i>Suction and discharge pressure</i>	1,987 atm dan 4,95atm	4,95 atm dan 12,35 atm
<i>Suction and discharge temperature</i>	50 °C dan 95,43 °C	72,43 °C dan 120,65 °C
Kapasitas	4370,02 m ³ /jam	1828,43 m ³ /jam
<i>“Normal” operating conditions</i>	T= 72,71 °C P= 3,47 atm	T= 96,54 °C P= 8,65 atm
<i>Availability of cooling water</i>	-	174,51 m ³ /jam
<i>Compression ratio</i>	2,5	2,5
<i>Single/Multistage</i>	<i>Single</i>	<i>Single</i>
Jenis Compressor	<i>Centrifugal compressor</i>	<i>Centrifugal compressor</i>
Motor power (Watt)	253117,1	261604,9
<i>Material Construction</i>	<i>SA-204, Grade B</i>	<i>SA-204, Grade B</i>
Harga	\$ 978,600	\$ 1,053,500

Tabel 3.5 Spesifikasi *Expansion Valve*

Kode	EV-01	EV-02	EV-03
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran tangki penyimpanan bahan baku (T-01) dari 150 atm menjadi 39,48 atm	Menurunkan tekanan keluaran reaktor (R-01) dari 37,50 atm menjadi 1,987 atm	Menurunkan tekanan hasil bawah menara distilasi (MD-01) dari 12,35 atm menjadi 1,987 atm
Jenis	<i>Globe Valve Half Open</i>	<i>Globe Valve Wide Open</i>	<i>Globe Valve Half Open</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial stainless (Austenitic) AISI type 316</i>	<i>Commercial stainless (Austenitic) AISI type 316</i>	<i>Commercial stainless (Austenitic) AISI type 316</i>
Dimensi			
IPS	10 in	12 in	0,5 in
OD	10,75 in	12,75 in	0,84 in
ID	10,02 in	12,09 in	0,622 in
a't	78,8 in ²	115 in ²	0,304 in ²
Schedule Number	40	30	40
Harga	\$1,800	\$1,450	\$100

Tabel 3.6 Spesifikasi Pompa

Kode	P-01
Fungsi alat	Mengalirkan hasil <i>reflux</i> dari <i>accumulator</i> menuju ke menara distilasi
Viskositas	0,5 Cp
Kapasitas	55,559 m ³ /jam
Pump head	3,21 m
Suhu Fluida	35 °C
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
Motor Power	1215,20 Watt
Material Construction	<i>Commercial steel</i>
Harga	\$9,800

3.3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Kode	T-01	T-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>syngas</i> (Hidrogen (H ₂) dan Karbon monoksida (CO))	Menyimpan produk dimetil eter 99%
Lama Penyimpanan	2 hari	7 hari
Jumlah	5 Unit	5 Unit
Fase	Gas	Cair
Jenis Tangki	<i>Spherical Tank</i>	<i>Vertical Cylindrical Tank</i> dengan <i>Torispherical Head & Bottom</i>
Kondisi Operasi		
Suhu	30 °C	35 °C
Tekanan	150 atm	12,35 atm
Spesifikasi	Bahan konstruksi : <i>Carbon Steel SA-299</i> Diameter : 20,51 m Volume : 4519,24 m ³ Tekanan desain : 2425,76 psi Tebal Shell : 0,7 m	Bahan Konstruksi : <i>Carbon Steel SA-299</i> Volume : 797,112 m ³ Diameter : 7,97 m Tinggi : 15,95 m Jumlah Course : 9 Tebal Shell (in) : 2,25; 2,25; 2,25; 2,25; 2,25; 2,25; 2,25; 2,25 Head & Bottom : Jenis : <i>Torispherical Head & Bottom</i> Tebal <i>head</i> : 2,25 in Tebal <i>bottom</i> : 2,25 in
Harga	\$543,542.70/ unit	\$318,629.07/unit

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.8 Neraca Massa Total

Komponen	<i>Input</i> (kg/jam)	<i>Output (kg/jam)</i>			
	No Arus	No Arus			
	1	7	13	14	17
CO	20.438,95	0,028	3,618	1,965	0,000
H ₂	2.941,941	0,000	9,367	0,000	0,000
CO ₂	-	3,991	9,067	49,229	0,000
H ₂ O	-	6.220,635	0,002	7,630	269,369
CH ₃ OH	-	88,996	0,133	35,773	0,000
CH ₃ OCH ₃	-	3.691,419	440,676	12.548,985	0,008
Sub Total	23.380,892	10.005,06	462,863	12.643,582	269,377
Total	23.380,892	23.380,892			

3.4.2 Neraca Massa Komponen

a. Neraca Massa Reaktor

Tabel 3.9 Neraca Massa Reaktor

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>
	No Arus	
	3	4
CO	20438,951	5,612
H ₂	2.941,941	9,367
CO ₂	0,000	62,287
H ₂ O	0,000	6.497,636
CH ₃ OH	0,000	124,902
CH ₃ OCH ₃	0,000	16.681,088
Total	23.380,892	23.380,892

b. Neraca Massa Separator

Tabel 3.10 Neraca Massa Separator

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>	
	No Arus		
	6	7	8
CO	5,612	0,028	5,584
H ₂	9,367	0,000	9,367
CO ₂	62,287	3,991	58,296
H ₂ O	6.497,636	6.220,635	277,001
CH ₃ OH	124,902	88,996	35,906
CH ₃ OCH ₃	16.681,088	3.691,419	12.989,669
Sub Total	23.380,892	10.005,069	13.375,823
Total	23.380,892	23.380,892	

c. Neraca Massa Menara Distilasi

Tabel 3.11 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>		
	No Arus			
	12	13	14	15
CO	5,584	3,618	1,965	0,000
H ₂	9,367	9,367	0,000	0,000
CO ₂	58,296	9,067	49,229	0,000
H ₂ O	277,001	0,002	7,630	269,369
CH ₃ OH	35,906	0,133	35,773	0,000
CH ₃ OCH ₃	12.989,669	440,676	12.548,985	0,008
Sub Total	13.375,823	462,863	12.643,582	269,377
Total	13.375,823	13.375,823		

3.5 Neraca Panas

3.5.1. Neraca Panas Total

Tabel 3.12 Neraca Panas Total

Alat	<i>Input (kJ/jam)</i>	<i>Output (kJ/jam)</i>
<i>Expansion Valve-01</i>	1.869.411,04	1.869.411,04
<i>Heater-01</i>	18.022.976,24	18.022.976,24

Reaktor-01	31.817.118,16	31.817.118,16
<i>Expansion Valve-02</i>	31.817.118,16	31.817.118,16
<i>Condensor-01</i>	31.817.118,16	31.817.118,16
Separator-01	3.584.920,51	3.584.920,51
<i>Compressor-01</i>	2.713.582,92	2.713.582,92
<i>Cooler-01</i>	2.713.582,92	2.713.582,92
<i>Compressor-02</i>	3.139.772,54	3.139.772,54
<i>Condensor-02</i>	3.139.772,54	3.139.772,54
Menara Distilasi-01	-4.263.004,01	-4.263.004,01
<i>Expansion Valve-03</i>	228.823,23	228.823,23
<i>Cooler-02</i>	228.823,23	228.823,23
Total	126.830.015,64	126.830.015,64

3.5.2 Neraca Panas Tiap Alat

Tabel 3.13 Neraca Panas di *Expansion Valve* (EV-01)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
CO	-53.640.139,23	-53.296.023,14
H ₂	55.509.550,27	55.165.434,18
CO ₂	-	-
H ₂ O	-	-
CH ₃ OH	-	-
CH ₃ OCH ₃	-	-
Total	1.869.411,04	1.869.411,04

Tabel 3.14 Neraca Panas *Furnace* (F-01)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
CO	-53.296.023,14	-47.772.409,27
H ₂	55.165.434,18	65.795.385,51
CO ₂	-	-
H ₂ O	-	-
CH ₃ OH	-	-
CH ₃ OCH ₃	-	-
Q Pemanas	16.153.565,2	-
Total	18.022.976,24	18.022.976,24

Tabel 3.15 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
CO	-47.772.409,27	27.760,35
H ₂	65.795.385,51	1.157.530,46
CO ₂	-	-200.375,43
H ₂ O	-	2.642.183,04
CH ₃ OH	-	204.479,61
CH ₃ OCH ₃	-	27.985.540,13
Q Pendingin	13.794.141,92	-
Total	31.817.118,16	31.817.118,16

Tabel 3.16 Neraca Panas *Expansion Valve* (EV-02)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
CO	27.760,35	27.653,22
H ₂	1.157.530,46	1.154.677,80
CO ₂	-200.375,43	-201.000,64
H ₂ O	2.642.183,04	2.835.456,78
CH ₃ OH	204.479,61	207.017,98
CH ₃ OCH ₃	27.985.540,13	27.793.313,01
Total	31.817.118,16	31.817.118,16

Tabel 3.17 Neraca Panas *Condenser* (CD-01)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
CO	27.653,22	24.278,29
H ₂	1.154.677,80	922.976,02
CO ₂	-201.000,64	-226.206,73
H ₂ O	2.835.456,78	-10.457.647,63
CH ₃ OH	207.017,98	62.627,37
CH ₃ OCH ₃	27.793.313,01	16.000.533,71
Q Pendingin	-	25.490.557,14
Total	31.817.118,16	31.817.118,16

Tabel 3.18 Neraca Panas Separator (S-01)

Komponen	Input	Output	
	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} atas (kJ/jam)	Q_{out} bawah (kJ/jam)
CO	24.278,29	15.910,28	151,57
H ₂	922.976,02	884.481,55	0,0166
CO ₂	-226.206,73	-268.892,49	-4.070.077,69
H ₂ O	-10.457.647,63	-791.816,18	100.277,69
CH ₃ OH	62.627,37	-11.671,47	5.754.696,75
CH ₃ OCH ₃	16.000.533,71	1.983.461,86	1.773.446,96
Q	-2.741.640,51	-	-
Total	3.584.920,5	3.584.920,5	

Tabel 3.19 Neraca Panas Kompresor (CP-01)

Komponen	Input	Output
	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
CO	15.910,28	16.173,27
H ₂	884.481,55	890.641,34
CO ₂	-268.892,49	-266.593,62
H ₂ O	-791.816,18	-770.540,31
CH ₃ OH	-11.671,47	-9.522,44
CH ₃ OCH ₃	1.983.461,86	2.853.424,68
W	902.109,37	-
Total	2.713.582,92	2.713.582,92

Tabel 3.20 Neraca Panas Cooler (CL-01)

Komponen	Input	Output
	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
CO	16.173,27	16.038,75
H ₂	890.641,34	887.537,29
CO ₂	-266.593,62	-267.829,74
H ₂ O	-770.540,31	-783.046,15
CH ₃ OH	-9.522,44	-10.827,48
CH ₃ OCH ₃	2.853.424,68	2.365.540,02

Q Pendingin	-	506.170,23
Total	2.713.582,92	2.713.582,92

Tabel 3.21 Neraca Panas Kompresor (CP-02)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
CO	16.038,75	16.317,43
H ₂	887.537,29	894.148,62
CO ₂	-267.829,74	-265.417,55
H ₂ O	-783.046,15	-763.484,26
CH ₃ OH	-10.827,48	-8.817,98
CH ₃ OCH ₃	2.365.540,02	3.267.026,28
W	932.359,85	-
Total	3.139.772,54	3.139.772,54

Tabel 3.22 Neraca Panas *Condensor* (CD-02)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
CO	16.317,43	14.772,03
H ₂	894.148,62	602.382,29
CO ₂	-265.417,55	-268.910,99
H ₂ O	-763.484,26	-1.378.729,09
CH ₃ OH	-8.817,98	-47.535,24
CH ₃ OCH ₃	3.267.026,28	-2.217.331,65
Q Pendingin	-	6.435.125,2
Total	3.139.772,54	3.139.772,54

Tabel 3.23 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>		
	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} Distilat gas (kJ/jam)	Q_{out} Distilat cair (kJ/jam)	Q_{out} Bottom (kJ/jam)
CO	14.772,03	2.456,89	4.697,47	3,34E-19
H ₂	602.382,29	602.402,02	0,533	7,13E-27
CO ₂	-268.910,99	-54.437,68	-234.785,99	0
H ₂ O	-1.378.729,09	-13,21	-41.605,83	228.805,66
CH ₃ OH	-47.535,24	-303,78	-56.566,39	0,00367

CH ₃ OCH ₃	-2.217.331,65	-530.874,93	-4.182.796,36	17,56
Q Reboiler	-967.651,36	-	-	-
Total	-4.263.004,01	-4.263.004,01		

Tabel 3.24 Neraca Panas *Expansion Valve* (EV-03)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
CO	3,34E-19	3,34E-19
H ₂	7,13E-27	7,13E-27
CO ₂	0	0
H ₂ O	228.805,66	228.805,66
CH ₃ OH	0,00367	0,00367
CH ₃ OCH ₃	17,56	17,56
Total	228.823,23	228.823,23

Tabel 3.25 Neraca Panas *Cooler* (CL-02)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
CO	3,34E-19	1,944E-19
H ₂	7,13E-27	5,48E-27
CO ₂	0	0
H ₂ O	228.805,66	55.440,13
CH ₃ OH	0,00367	0,0027
CH ₃ OCH ₃	17,56	14,56
Q Pendingin	-	173.368,53
Total	228.823,23	228.823,23

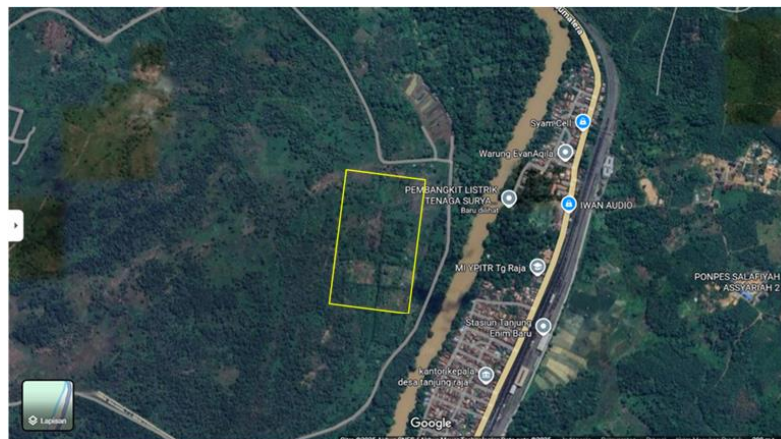
BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik dilakukan untuk memastikan kegiatan produksi berjalan efisien, baik dari segi biaya maupun distribusi. Lokasi yang strategis akan memudahkan pasokan bahan baku, menekan biaya angkut, dan mempercepat penyaluran produk ke pasar. Aspek seperti, ketersediaan utilitas, kelancaran transportasi, infrastruktur pendukung, tenaga kerja lokal, serta dukungan pemerintah daerah juga menjadi pertimbangan utama agar pabrik mampu beroperasi secara berkelanjutan dan kompetitif.

Berdasarkan pertimbangan tersebut, pabrik dimetil eter dari *syngas* dengan kapasitas 110.000 ton/tahun direncanakan berdiri di Tanjung Raja, Kecamatan Muara Enim, Kabupaten Muara Enim, Sumatera Selatan, pada koordinat - 3.702480, 103.795165.



Gambar 4.1 Perencanaan Lokasi

Penetapan lokasi ini mempertimbangkan berbagai aspek yang dapat dibagi menjadi faktor primer dan faktor sekunder sebagai berikut:

1. Faktor Primer

a. Ketersediaan Bahan Baku

Salah satu pertimbangan utama dalam penentuan lokasi di Tanjung Raja adalah faktor kedekatan dengan sumber bahan baku utama, yaitu gas sintesis (*syngas*) yang dihasilkan dari proses gasifikasi batu bara milik PT Bukit Asam di Tanjung Enim. Proses ini mampu memproduksi *syngas* sekitar 2,14 juta ton per tahun. Jumlah ini sangat mencukupi untuk kebutuhan bahan baku pabrik secara berkelanjutan, baik dalam kondisi operasi normal maupun saat permintaan meningkat. Lokasi yang berdekatan ini memungkinkan distribusi bahan baku dilakukan melalui jaringan pipa jarak pendek atau moda transportasi darat dengan waktu tempuh yang singkat, sehingga menekan biaya logistik, mengurangi risiko keterlambatan pasokan, dan menjaga kualitas *syngas* tetap optimal hingga masuk proses produksi.

b. Pemasaran Produk

Produk utama pabrik ini, yaitu DME dengan kemurnian 99% direncanakan dipasarkan kepada perusahaan energi dan industri yang membutuhkan bahan bakar alternatif pengganti LPG atau bahan baku kimia. Pemasaran difokuskan pada perusahaan nasional seperti PT Pertamina (Persero) sebagai calon *offtake* utama melalui program

substitusi LPG, PT Perusahaan Gas Negara Tbk (PGN) yang berpotensi memanfaatkan DME dalam jaringan distribusinya, dan PT Pupuk Indonesia (Persero) untuk kebutuhan bahan baku industri kimia.

c. Ketersediaan Utilitas

Lokasi ini memiliki akses terhadap jaringan listrik Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan potensi integrasi pembangkit mandiri. Ketersediaan air dapat dipenuhi dari Sungai Enim yang mengalir tidak jauh dari lokasi dan memiliki debit yang cukup untuk kebutuhan industri, sementara udara pendingin dapat diambil langsung dari atmosfer. Infrastruktur pendukung untuk penyediaan *steam*, bahan bakar, dan pengolahan limbah juga dapat dikembangkan sesuai kebutuhan pabrik.

d. Transportasi

Ketersediaan sarana transportasi yang baik merupakan faktor penting untuk menunjang kelancaran operasi pabrik. Lokasi tersebut memiliki keunggulan dari segi akses jalan darat karena terhubung dengan Jalan Lintas Sumatera sehingga memudahkan mobilitas pekerja dan pengiriman bahan baku dan produk. Selain itu, keberadaan jalur kereta api angkutan barang di sekitar wilayah ini memungkinkan distribusi produk dalam jumlah besar ke pusat logistik di Palembang. Meskipun pelabuhan laut berada cukup jauh, fasilitas tersebut tetap dapat dimanfaatkan sebagai alternatif pengiriman jarak jauh bila diperlukan.

Dengan kombinasi akses jalan dan kereta yang memadai, arus bahan baku dan produk dapat berjalan lancar dan efisien.

e. Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan salah satu faktor krusial dalam pendirian pabrik. Lokasi di Tanjung Raja, Muara Enim, berpotensi menyerap lulusan SMK dan SMA lokal, serta tenaga ahli dari perguruan tinggi di Palembang dan wilayah lain di Sumatera Selatan. Ketersediaan ini memungkinkan terbentuknya tim operasional yang handal sekaligus mendorong pertumbuhan ekonomi masyarakat sekitar.

2. Faktor Sekunder

a. Kondisi Iklim dan Topografi

Tanjung Raja memiliki iklim tropis dengan suhu dan curah hujan yang relatif stabil, serta topografi lahan yang datar. Kombinasi ini mendukung kelancaran proses produksi dan mempermudah konstruksi serta penataan fasilitas pabrik

b. Perizinan

Wilayah ini berada dalam administrasi Kabupaten Muara Enim yang memiliki regulasi industri cukup jelas, sehingga proses pengurusan izin pembangunan dan operasional pabrik dapat dilakukan secara terarah dan efisien.

c. Ketersediaan Lahan untuk Ekspansi

Tersedia lahan tambahan di sekitar lokasi yang memungkinkan perluasan kapasitas produksi di masa depan sesuai perkembangan permintaan pasar.

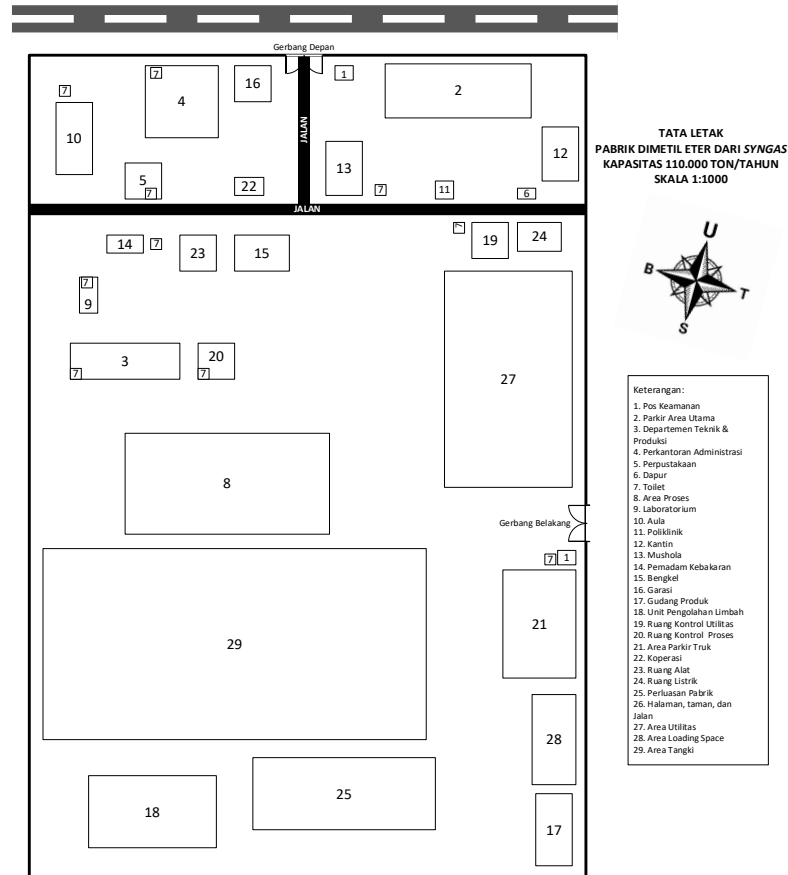
4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan pengaturan menyeluruh terhadap fasilitas fisik dan sumber daya manusia agar proses produksi berjalan secara optimal. Mesin dan peralatan ditempatkan dengan mempertimbangkan aspek keselamatan dan perlindungan, serta kenyamanan operator. Area penunjang seperti perkantoran, gudang, laboratorium dan bengkel dirancang terintegrasi untuk mendukung kelancaran arus material, proses pengawasan, dan sistem keamanan.

Rancangan yang tepat dapat menekan biaya pembangunan, mengefisienkan proses produksi, meningkatkan kinerja operasional, dan menjaga keselamatan pekerja. Hubungan antar area harus diperhitungkan sehingga setiap ruangan dapat digunakan secara optimal, dan jalanya produksi maupun distribusi tetap lancar.

Tabel 4.1 Perincian Luas Bangunan dan Tanah

No	Area	Panjang (m)	Lebar (m)	Jumlah	Luas (m ²)
1.	Pos Keamanan	5	4	2	40
2.	Parkir Area Utama	40	15	1	600
3.	Departemen Produksi dan Teknik	35	10	1	350
4.	Perkantoran administrasi	20	20	1	400
5.	Perpustakaan	10	10	1	100
6.	Dapur	5	3	1	15
7.	Toilet	3	3	10	90
8.	Area proses	56	28	1	1568
9.	Laboratorium	10	5	1	50
10.	Aula	20	10	1	200
11.	Poliklinik	5	5	1	25
12.	Kantin	15	10	1	150
13.	Mushola	15	10	1	150
14.	Pemadam Kebakaran	10	5	1	50
15.	Bengkel	15	10	1	150
16.	Garasi	10	10	1	100
17.	Gudang Produk	20	10	1	200
18.	Unit Pengolahan Limbah	35	20	1	700
19.	Ruang Kontrol Utilitas	10	10	1	100
20.	Ruang Kontrol Proses	10	10	1	100
21.	Area Parkir Truk	30	20	1	600
22.	Koperasi	8	5	1	40
23.	Ruang Alat	10	10	1	100
24.	Ruang Listrik	12	8	1	96
25.	Perluasan Pabrik	50	20	1	1000
26.	Halaman, Taman, dan Jalan	-	-	-	4365
27.	Area Utilitas	60	35	1	2100
28.	Area Loading Space	25	12	1	300
29.	Area Tangki	105	53	1	5565
Luas Total (m²)					19304
Luas Tanah (m²)					34885



Gambar 4.2 Layout Pabrik Dimetil Eter

4.3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat proses adalah proses menentukan posisi peralatan produksi di dalam fasilitas industri. Penentuan letak ini sangat krusial karena berhubungan erat dengan faktor keselamatan dan perlindungan tenaga kerja. Susunan tiap alat diatur sesuai karakteristiknya dan urutan tahapan produksi yang dijalankan. Perancangan tata letak yang efektif dapat memberikan manfaat ekonomi, seperti mengurangi biaya pembangunan dan pengoperasian, sekaligus meningkatkan kelancaran proses produksi. Saat menyusun rancangan

tata letak peralatan proses, beberapa aspek penting perlu menjadi perhatian, di antaranya:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengelolaan aliran material, mulai dari bahan baku hingga produk akhir, yang dirancang secara tepat dapat meningkatkan efisiensi operasional, memperlancar proses produksi, serta menjamin keamanan kerja. Perencanaan aliran yang optimal mampu menekan biaya pemindahan internal, mengurangi waktu transportasi, dan meminimalkan risiko kerusakan maupun kontaminasi produk.

2. Sirkulasi Udara

Aliran udara di dalam maupun di sekitar area proses harus dirancang dan dipelihara dengan baik untuk memastikan pergerakannya tetap lancar. Penerapan sistem ventilasi yang efektif berperan penting dalam mencegah terkumpulnya udara pada titik tertentu yang berpotensi menjadi pusat penumpukan zat kimia berbahaya, yang dapat menimbulkan risiko terhadap keselamatan pekerja.

3. Pencahayaan

Pencahayaan di seluruh fasilitas pabrik wajib disesuaikan dengan ketentuan yang berlaku untuk menekan potensi terjadinya kecelakaan kerja. Area proses dengan tingkat bahaya tinggi memerlukan perhatian khusus melalui penambahan sumber cahaya guna menjamin keamanan operasional.

4. Akses Lalu lintas Manusia dan Kendaraan

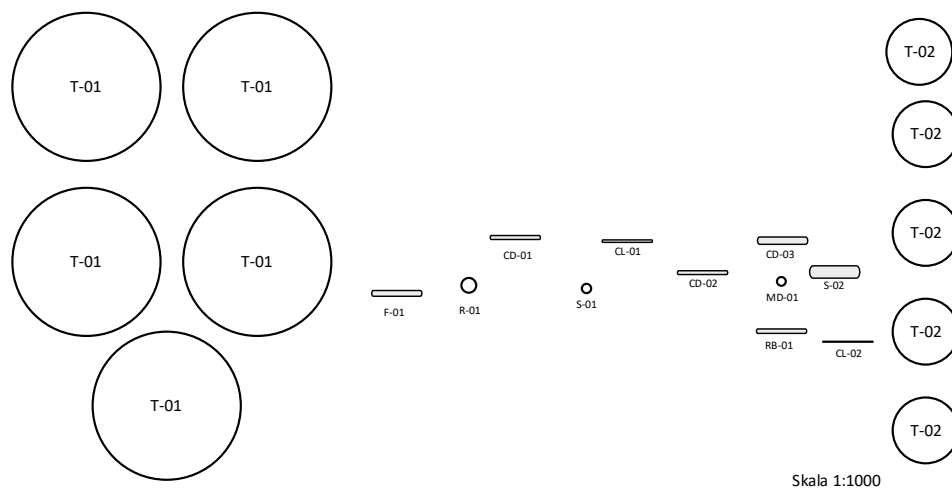
Perancangan tata letak peralatan proses perlu mempertimbangkan kemudahan dan kecepatan akses bagi operator, sehingga gangguan dapat ditangani secara efektif. Selain itu, penataan harus mengutamakan aspek keselamatan kerja untuk menjamin kenyamanan dan keamanan selama proses operasional

5. Aksesibilitas untuk Perawatan dan Keselamatan

Penempatan peralatan proses harus dirancang dengan memperhatikan ruang yang memadai untuk kegiatan perawatan, perbaikan, serta pembersihan rutin, seperti pada *heat exchanger* yang membutuhkan area cukup luas. Selain itu, tata letak perlu memastikan kemudahan akses pada situasi darurat, sehingga evakuasi pekerja dapat dilakukan dengan cepat dan jalur bagi kendaraan atau peralatan pemadam kebakaran tetap terbuka dan mudah dijangkau.

6. Jarak Antara Alat Proses

Jarak antar peralatan proses harus diatur untuk mendukung kelancaran produksi, efisiensi perpindahan material, dan keselamatan kerja. Penentuan jarak perlu mempertimbangkan akses, ruang gerak, potensi perluasan, serta faktor keamanan seperti suhu, tekanan, dan risiko unit operasi, sehingga produksi tetap optimal dan gangguan dapat diminimalkan.



Gambar 4.3 Layout Alat Proses

Keterangan Gambar:

T : Tangki

MD : Menara Distilasi

F : *Furnace*

RB : *Reboiler*

R : Reaktor

CD : Kondenser

CL : *Cooler*

S : Separator

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik dimetil eter (DME) dirancang berdasarkan spesifikasi yang telah ditetapkan, sebagai berikut:

Bentuk badan usaha : Perseroan Terbatas (PT)

Bidang usaha : Industri dimetil eter (DME)

Lokasi perusahaan : Tanjung Raja, Kecamatan Muara Enim,
Kabupaten Muara Enim, Sumatera Selatan

Perseroan terbatas (PT) merupakan bentuk badan usaha yang memiliki status badan hukum dengan modal terbagi atas saham-saham. Para pemegang saham hanya bertanggung jawab sebesar modal yang mereka setorkan.

Pemilihan bentuk badan usaha PT dalam prarancangan pabrik dimetil eter (DME) didasarkan pada beberapa pertimbangan, antara lain:

- a. Tanggung jawab pemegang saham hanya sebesar modal yang disetor, sehingga resiko pribadi diminimalkan.
- b. Memudahkan penggalangan modal dalam jumlah besar melalui penerbitan saham.
- c. Memiliki status badan hukum yang memberikan kredibilitas tinggi di mata pemerintah, lembaga keuangan, dan mitra bisnis.
- d. Struktur organisasi PT menjamin kelangsungan usaha meskipun terjadi perubahan kepemilikan saham.
- e. Memberikan fleksibilitas dalam pengelolaan dan pengembangan usaha sesuai perkembangan pasar dan teknologi.
- f. Mendukung operasional dan pengembangan pabrik dimetil eter (DME) secara profesional dan berkelanjutan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi adalah susunan yang menggambarkan pembagian kerja, hubungan antarbagian, serta alur wewenang, dan tanggung jawab di dalam suatu perusahaan atau instansi. Struktur organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang secara sistematis sangat penting dalam membentuk fondasi perusahaan yang kuat dan berkelanjutan. Struktur yang dirancang dengan baik dapat mendorong efektivitas kerja dan mendukung perkembangan perusahaan secara keseluruhan. Dalam penyusunannya, terdapat beberapa pedoman yang perlu diperhatikan, antara lain:

- a. Perumusan tujuan secara jelas
- b. Kesatuan arah (*Unity of direction*)
- c. Kesatuan perintah (*Unity of command*)
- d. Pembagian tugas (*Division of work*)
- e. Keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab (*Authority and responsibility*)
- f. Koordinasi antar bagian
- g. Rantai komando yang jelas (*Scalar chain*)
- h. Stabilitas jabatan
- i. Pemberian balas jasa yang adil
- j. Kepentingan umum di atas kepentingan pribadi
- k. Struktur organisasi yang relatif stabil
- l. Penempatan sesuai kompetensi

m. Fleksibilitas organisasi

Struktur organisasi yang baik dapat dibentuk melalui sistem *line and staff*, yaitu sistem dengan jalur wewenang yang sederhana dan jelas. Sistem ini membagi peran menjadi dua: *line*, yang menjalankan tugas utama organisasi untuk mencapai tujuan, dan *staff* yang memberi saran teknis sesuai keahlian (Zamani,1998).

Struktur organisasi bermanfaat untuk membagi tugas dan tanggung jawab secara tepat, menempatkan karyawan sesuai kompetensi, mempermudah evaluasi manajemen, serta menata ulang prosedur kerja bila diperlukan apabila terbukti kurang maksimal.

Kepemimpinan dalam perusahaan ini terdiri dari:

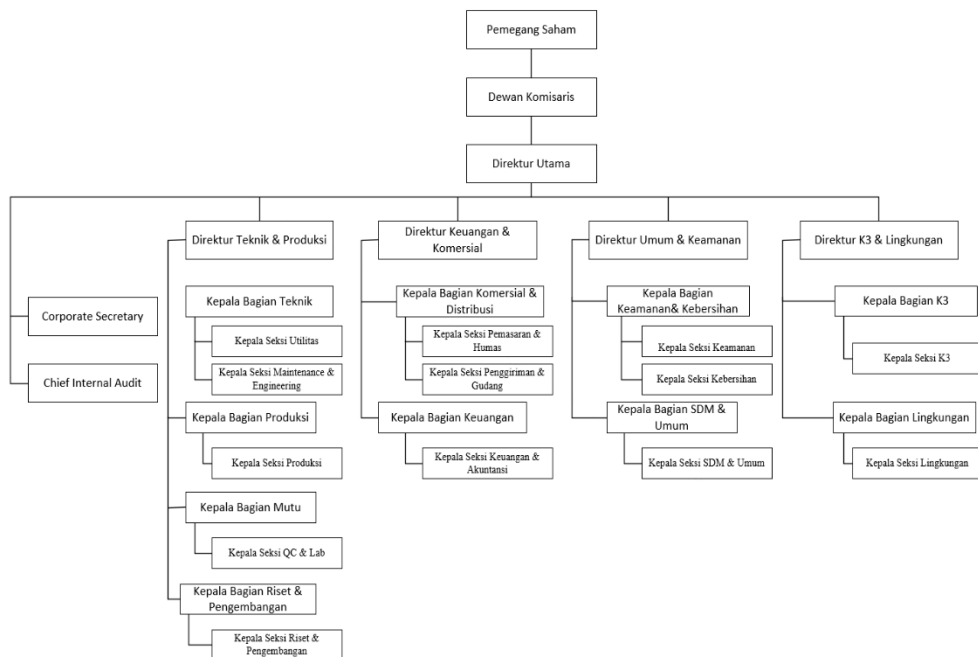
1. Tingkat Tertinggi (*Strategic Level*)
 - a. Pemegang Saham
 - b. Dewan Komisaris
2. Tingkat Eksekutif (*Executive Level*)
 - a. Direktur Utama
 - b. Direktur-Direktur Divisi
3. Tingkat Manajerial (*Middle Management*)
 - a. Kepala Bagian
4. Tingkat Pengawasan (*Supervisory Level*)

- a. Supervisor

5. Tingkat Pelaksana (*Operational Level*)

- a. Operator Proses
- b. Teknisi (Mekanik, Listrik, Instrumen)
- c. QC dan Analisa
- d. *Staff*
- e. Petugas Kebersihan
- f. Satpam

Setiap posisi tersebut memiliki tugas, wewenang, dan tanggung jawab yang berbeda-beda. Dewan komisaris bertindak sebagai pemimpin tertinggi dalam pengawasan manajemen perusahaan, sementara pemegang saham memegang kekuasaan tertinggi dalam rapat pemegang saham. Peran dan fungsi setiap jabatan disesuaikan dengan tanggung jawabnya agar operasional perusahaan berjalan efektif dan efisien. Struktur organisasi perusahaan pabrik dimetil eter (DME) dapat dilihat pada Gambar 4.4 berikut:



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Dimetil Eter dari Syngas

4.4.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah pihak yang menanamkan modal ke dalam perusahaan melalui pembelian saham, sehingga secara langsung menjadi bagian dari kepemilikan perusahaan. Peran mereka sangat, terutama dalam mendukung pendirian pabrik, pengembangan usaha, hingga menjalankan kegiatan operasional perusahaan. Dalam Perseroan Terbatas (PT), otoritas tertinggi berada di tangan pemegang saham, yang dijalankan melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

Adapun tugas dan wewenang pemegang saham meliputi:

- a. Mengangkat dan memberhentikan anggota Dewan Komisaris dan Direksi.
 - b. Melakukan evaluasi terhadap kinerja Dewan Komisaris dan Direksi.
 - c. Menyetujui perubahan modal, baik penambahan maupun pengurangan.
 - d. Mengesahkan laporan keuangan tahunan, termasuk neraca keuangan dan laporan laba rugi.
 - e. Menyelenggarakan RUPS secara berkala, minimal satu kali dalam satu tahun sebagai bentuk kontrol atas jalannya perusahaan.
2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pihak yang mewakili kepentingan pemegang saham dalam mengawasi jalannya perusahaan. Dewan Komisaris memiliki tanggung jawab penuh kepada pemegang saham dan berperan penting dalam memastikan manajemen perusahaan berjalan sesuai dengan tujuan yang ditetapkan.

Adapun tugas dan wewenang Dewan Komisaris meliputi:

- a. Mengawasi pelaksanaan tugas Direksi agar tetap sejalan dengan visi dan strategi perusahaan.
- b. Memberikan dukungan serta pendampingan kepada Direksi dalam pengambilan keputusan penting.
- c. Melakukan penilaian dan memberikan persetujuan terhadap rencana kebijakan umum, penetapan target perusahaan,

pengalokasian sumber dana, serta strategi pemasaran yang disusun oleh Direksi.

3. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang memiliki tanggung jawab penuh atas operasional dan perkembangan perusahaan sesuai target yang telah ditetapkan dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Dalam menjalankan tugasnya, Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris dan memimpin direktorat-direktorat di bawahnya, seperti Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan dan Umum, serta unit lainnya.

Tugas dan Wewenang Direktur Utama antara lain:

- a. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab kepada pemegang saham melalui RUPS.
- b. Memimpin perusahaan secara efektif dan efisien.
- c. Menjaga konsistensi manajemen serta membangun hubungan baik dengan pemegang saham, manajemen, karyawan, dan konsumen.
- d. Mengawasi dan merencanakan tugas seluruh *staff* perusahaan
- e. Mewakili perusahaan dalam kerja sama dan perjanjian dengan pihak eksternal.

4. *Corporate Secretary*

Corporate Secretary berfungsi sebagai penghubung antara manajemen perusahaan, regulator, dewan direksi, dan pemegang

saham dalam memastikan tata kelola perusahaan berjalan sesuai aturan.

5. *Internal Audit*

Internal Audit bertugas secara independen untuk menilai efektivitas sistem manajemen, pengendalian internal, dan kinerja perusahaan, serta melaporkan ke Direktur Utama dan Dewan Komisaris untuk mendukung pengawasan dan peningkatan kinerja.

6. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur di bidang ini bertugas memimpin pelaksanaan kegiatan perusahaan dengan mengatur, mengawasi, serta mengkoordinasikan pekerjaan kepala bagian yang menangani produksi, pemeliharaan alat, utilitas, mutu produk, penelitian, dan pengembangan. Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab langsung kepada direktur utama dalam bidang hal teknik dan produksi.

7. Direktur K3 dan Lingkungan

Direktorat K3 dan Lingkungan bertanggung jawab kepada Direktur Utama untuk mengawasi keselamatan kerja dan kepatuhan lingkungan. Tugasnya mencakup penerapan prosedur K3, pengelolaan limbah, dan pelaporan lingkungan. Wewenangnya meliputi menghentikan kegiatan berbahaya dan mengeluarkan instruksi keselamatan.

8. Direktur Keuangan dan Komersial

Direktur Keuangan dan Umum bertanggung jawab atas segala hal yang berkaitan dengan administrasi, sumber daya manusia, keuangan, pemasaran, hubungan masyarakat

9. Direktur Umum dan Keamanan

Direktorat ini bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam mengelola fasilitas umum, layanan pendukung, serta sistem keamanan di lingkungan pabrik. Tugasnya meliputi pengawasan kebersihan, pengamanan area kerja, serta koordinasi operasional non-teknis untuk mendukung kelancaran produksi.

10. Kepala Bagian

Kepala bagian bertanggung jawab untuk mengawasi, mengelola, dan mengkoordinasikan kegiatan dalam unit kerjanya sesuai dengan garis koordinasi yang ditetapkan oleh pimpinan perusahaan. Selain itu, kepala bagian juga dapat berperan sebagai staf direktur dengan tanggung jawab langsung kepada masing-masing direktur yang membawahi mereka. Dalam struktur perusahaan, kepala bagian mencakup posisi-posisi berikut:

a. Kepala Bagian Teknik

Posisi ini bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan produksi, khususnya dalam hal yang berkaitan dengan proses teknis perusahaan, termasuk perawatan peralatan, pengelolaan sistem utilitas, dan pengembangan teknis.

b. Kepala Bagian Produksi

Individu pada posisi ini memiliki tanggung jawab mengawasi, mengatur, dan mengoptimalkan jalannya proses produksi agar sesuai target kapasitas, dan standar keselamatan. Wewenanganya mengambil keputusan operasional harian, mengatur jadwal kerja, serta memberi instruksi kepada kepala seksi atau supervisor produksi.

c. Kepala Bagian Riset dan Pengembangan

Jabatan ini bertanggung jawab kepada Direktur Teknik Produksi, dan menangani aspek penelitian serta pengembangan baik di tingkat pabrik maupun perusahaan secara keseluruhan.

d. Kepala Bagian Mutu (QC & Analisa)

Kepala bagian ini berada di bawah arahan direktur Teknik dan Produksi bertugas memastikan mutu produk sesuai standar melalui pengawasan dan pengujian laboratorium.

e. Kepala Bagian K3 (Keselamatan dan Kesehatan Kerja)

Bertugas meningkatkan keselamatan kerja dan meminimalkan potensi kecelakaan, serta berwenang menghentikan kegiatan beresiko dan menetapkan prosedur kerja aman.

f. Kepala Bagian Lingkungan

Tugasnya memastikan kepatuhan terhadap regulasi lingkungan dan mengelola limbah, serta berwenang menyusun pelaporan lingkungan dan mengawasi IPAL.

g. Kepala Bagian Keuangan

Tugasnya mengelola dana, laporan keuangan, dan administrasi pembayaran, serta berwenang menyetujui anggaran, transaksi, dan pelaporan pajak

h. Kepala Bagian SDM dan Umum

Tugasnya mengatur rekrutmen, pelatihan, administrasi karyawan, dan fasilitas umum, serta berwenang menyusun program pengembangan SDM dan menyetujui kebutuhan operasional kantor.

i. Kepala Bagian Komersial dan Distribusi

Tugasnya mengelola seluruh kegiatan terkait pemasaran produk, pengiriman barang, hubungan eksternal serta logistik internal dan eksternal. Mempunyai wewenang menentukan strategi distribusi dan menjadwalkan pengiriman, dan membina komunikasi dengan mitra usaha dan pelanggan.

j. Kepala Bagian Keamanan dan Kebersihan

Tugasnya menjaga keamanan seluruh area pabrik dan aset perusahaan, serta berwenang menyusun prosedur pengamanan dan mengatur jadwal satpam, menjaga kebersihan, sarana, dan

fasilitas kantor serta pabrik, serta berwenang menetapkan jadwal dan mengarahkan petugas kebersihan.

11. Kepala Seksi

Kepala seksi memiliki peran dalam melaksanakan tugas-tugas di unit kerja nya sesuai dengan rencana yang telah ditetapkan oleh kepala bagian masing-masing. Mereka bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian yang menaunginya, adapun kepala seksi dalam struktur perusahaan mencakup :

a. Kepala Seksi Utilitas

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik, kepala seksi ini memimpin dan mengawasi operasional unit utilitas, termasuk memastikan ketersediaan air, uap (*steam*), dan listrik secara lancar.

b. Kepala Seksi *Maintenance dan Engineering*

Jabatan ini berada di bawah pengawasan Kepala Bagian Teknik. Kepala seksi *Maintenance* bertugas untuk memimpin serta memantau kelancaran kegiatan yang berkaitan dengan penggantian peralatan, pemeliharaan, penyediaan fasilitas pendukung lainnya, serta pengembangan dan evaluasi sistem teknis.

c. Kepala Seksi Produksi

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi, kepala seksi ini memimpin dan mengawasi secara langsung kelancaran proses produksi.

d. Kepala Seksi QC dan Lab

Melakukan analisa mutu bahan baku, produk antara, dan produk laboratorium, serta menyetujui atau menolak hasil produk berdasarkan hasil analisa mutu.

e. Kepala Seksi Riset dan Pengembangan

Merancang dan melaksanakan kegiatan penelitian serta pengembangan proses dan produk untuk meningkatkan efisiensi, kualitas, dan inovasi pabrik, serta berwenang menyusun parameter uji coba, memberikan rekomendasi teknis, dan mendanping pelaksanaan modifikasi proses di lapangan.

f. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Jabatan ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keselamatan Kerja. Kepala Seksi K3 berperan sebagai pemimpin yang mengawasi langsung penerapan standar keselamatan kerja di lingkungan perusahaan, serta memperhatikan aspek kesehatan karyawan beserta keluarganya.

g. Kepala Seksi Pengelolaan Lingkungan

Berada di bawah tanggung jawab Kepala Bagian Lingkungan, kepala seksi ini menangani pengelolaan limbah dan

emisi pabrik serta memastikan pemenuhan regulasi lingkungan hidup.

h. Kepala Seksi SDM dan Umum

Kepala seksi ini berada di bawah koordinasi Kepala Bagian SDM dan Umum. Ia bertugas mengelola personalia, pelatihan, rekrutmen, serta fasilitas dan layanan umum perusahaan.

i. Kepala Seksi Keuangan dan Akuntansi

Posisi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan. Kepala Seksi Keuangan memimpin dan mengawasi pencatatan keuangan perusahaan, termasuk pengelolaan utang-piutang, arus kas masuk dan keluar, serta pelaksanaan kewajiban perpajakan.

j. Kepala Seksi Pemasaran dan Humas

Jabatan ini berada di bawah Kepala Bagian Distribusi dan Komersial. Kepala Seksi ini bertugas memimpin yang mengawasi secara langsung pelaksanaan strategi pemasaran dan penjualan produk, komunikasi eksternal, dan menjaga hubungan dengan mitra bisnis serta pelanggan.

k. Kepala Seksi Pengiriman dan Gudang

Kepala seksi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Distribusi dan Komersial. Bertugas mengatur proses distribusi barang dari gudang kepada pelanggan, mengelola gudang dan menjadwalkan pengiriman sesuai permintaan pasar.

l. Kepala Seksi Keamanan

Kepala seksi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keamanan dan Kebersihan. Bertugas mengatur proses sistem keamanan pabrik, patroli rutin, penjagaan akses, dan penanganan insiden keamanan.

m. Kepala Seksi Kebersihan

Kepala seksi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keamanan dan Kebersihan. Bertugas menyusun dan melaksanakan jadwal pembersihan area kerja, kantor, dan fasilitas umum agar lingkungan kerja tetap bersih dan nyaman.

4.5 Ketentuan Cuti, Libur dan Jam Kerja Karyawan

4.5.1 Cuti Karyawan

a. Cuti Tahunan

Setiap karyawan berhak atas cuti tahunan selama 15 hari dalam satu tahun. Jika cuti tersebut tidak digunakan dalam tahun berjalan, maka hak cuti tersebut akan dianggap gugur.

b. Cuti Bersama

Perusahaan memberikan cuti bersama (cuti massal) selama empat hari kerja dalam satu tahun yang biasanya dijadwalkan bersamaan dengan momen perayaan Hari Raya Keagamaan.

c. Cuti Melahirkan

Pegawai perempuan yang berada dalam masa persalinan berhak memperoleh cuti melahirkan selama 3 (tiga) bulan dengan tetap

menerima penghasilan secara penuh. Ketentuan ini berlaku dengan syarat bahwa jarak kelahiran antara anak pertama dan anak berikutnya sekurang-kurangnya adalah dua tahun.

4.5.2 Hari Libur Nasional

Hari libur nasional hanya berlaku bagi karyawan harian yang tidak bekerja dalam sistem *shift*. Sementara itu, karyawan *shift* tetap menjalankan tugasnya dan dianggap melakukan kerja lembur. Lembur juga dapat dilakukan saat ada kebutuhan mendesak, dengan syarat mendapat persetujuan dari kepala bagian terkait.

4.5.3 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik dimetil eter dijadwalkan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dengan sistem kerja 24 jam per hari. Hari-hari selebihnya dialokasikan untuk kegiatan perawatan, perbaikan, dan pemeliharaan fasilitas pabrik. Sistem kerja karyawan dibagi menjadi dua kategori, yaitu karyawan *non-shift* dan *shift*.

a. Karyawan *non-shift* memiliki jam kerja selama 8 jam perhari dan bekerja selama 5 hari dalam seminggu yang terdiri dari posisi seperti direktur kepala bagian, kepala seksi, staf administrasi, serta karyawan dari divisi non- teknis yang tidak terlibat langsung dalam kegiatan operasional pabrik. Ketentuan jam kerja untuk karyawan *non-shift* telah diatur sebagai berikut :

Hari kerja : Senin-Jumat

Jam kerja : 08.00-17.00 WIB

Hari libur : Sabtu, Minggu dan hari libur nasional

Jam istirahat yang telah ditentukan sebagai berikut :

Senin-Kamis : 12.00- 13.00 WIB

Jumat : 11.30- 13.00 WIB

Seluruh karyawan non-*shift* tidak bekerja pada hari minggu maupun saat hari libur nasional.

b. Karyawan *shift* menjalankan tugas selama 24 jam setiap hari yang terbagi ke dalam 3 *shift*. Mereka bertanggung jawab langsung terhadap operasional pabrik, termasuk diantaranya kepala *shift*, seluruh petugas *shift*, operator, bagian gudang, serta karyawan yang menangani keamanan dan keselamatan kerja. Adapun jadwal kerja untuk karyawan *shift* telah ditetapkan untuk karyawan *shift* telah ditetapkan sebagai berikut :

Shift 1 : 08.00 - 16.00 WIB

Shift 2 : 16.00 - 24.00 WIB

Shift 3 : 24.00 - 08.00 WIB

Jadwal kerja *shift* dibagi ke dalam empat kelompok. Masing- masing kelompok menjalani enam hari kerja yang mencakup tiga jenis *shift* serta mendapatkan satu hari libur setiap minggunya. Pembagian jadwal kerja karyawan *shift* di tampilkan pada tabel berikut

Tabel 4.2 Jadwal kerja

Komponen	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	S	S	S	L	M	M	M	L	P	P	P	L	S	S	S
B	P	P	L	S	S	S	L	M	M	M	L	P	P	P	L
C	M	L	P	P	P	L	S	S	S	L	M	M	M	L	P
D	L	M	M	M	L	P	P	P	L	S	S	S	L	M	M

Komponen	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	L	M	M	M	L	P	P	P	L	S	S	S	L	M	M
B	M	L	P	P	P	L	S	S	S	L	M	M	M	L	P
C	P	P	L	S	S	S	L	M	M	M	L	P	P	P	L
D	S	S	S	L	M	M	M	L	P	P	P	L	S	S	S

Keterangan :

Kelompok : Kelompok yang bekerja secara bergiliran (A,B,C,D)

Shift :

1) P : Pagi (08.00-16.00)

2) S : Siang (16.00 - 24.00)

3) M : Malam (24.00 - 08.00)

4) L : Libur

c. Kerja lembur

Kerja lembur dilakukan hanya jika ada kebutuhan yang mendesak dan harus mendapatkan persetujuan dari kepala bagian terkait.

4.5.4 Pengelompokan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji

a. Pengelompokan Jabatan dan Jumlah Karyawan

Tabel 4.3 Pengelompokan Jabatan dan Jumlah Karyawan

Jabatan	Jumlah	Pendidikan Minimal
Dewan Komisaris	1	Manajemen/Hukum/Teknik (S2/S3)
Direktur Utama	1	Manajemen/Teknik (S2)
Direktur Teknik & Produksi	1	Teknik Kimia/Teknik Mesin/Teknik Industri (S2)
Direktur Keuangan & Komersial	1	Akuntansi/ Manajemen (S2)
Direktur Umum & Keamanan	1	Hukum/Manajemen/Administrasi Publik (S2)
Direktur K3 & Lingkungan	1	Teknik Lingkungan/Teknik Kimia/K3
<i>Coorporate Secretary</i>	1	Hukum/Ilmu Komunikasi/Administrasi (S1)
<i>Chief Internal Audit</i>	1	Akuntansi/Sistem Informasi (S1)
Kepala Bagian Teknik	1	Teknik Mesin/Teknik Elektro/Teknik Industri (S1)
Kepala Bagian Produksi	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Bagian QC & Analisa	1	Kimia/Analisis Kimia (S1)
Kepala Bagian RnD	1	Teknik Kimia/Bioproses (S1)
Kepala Bagian K3	1	K3 (S1)
Kepala Bagian Lingkungan	1	Teknik Lingkungan/Teknik Kimia (S1)
Kepala Bagian Keuangan	1	Akuntansi/Ekonomi (S1)
Kepala Bagian SDM & Umum	1	Psikologi/Manajemen SDM (S1)
Kepala Bagian Komersial & Distribusi	1	Manajemen Pemasaran/Logistik/Ekonomi (S1)
Kepala Bagian Keamanan & Kebersihan	1	Hukum/ Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) (D3/S1)
Kepala Seksi Utilitas	1	Teknik Mesin/Teknik Elektro (D3/S1)
Kepala Seksi <i>Maintenance & Engineering</i>	1	Teknik Mesin/Teknik Elektro (D3/S1)
Kepala Seksi Produksi	1	Teknik Kimia (D3/S1)
Kepala Seksi QC & Lab	1	Analisis Kimia/Kimia (D3/S1)
Kepala Seksi RnD	1	Teknik Kimia/ Teknik Bioproses (D3/S1)
Kepala Seksi Kesehatan & Keselamatan Kerja (K3)	1	K3 (D3/S1)
Kepala Seksi RnD	1	Teknik Kimia/ Teknik Bioproses (D3/S1)

Jabatan	Jumlah	Pendidikan Minimal
Kepala Seksi Pengelolaan Lingkungan	1	Teknik Lingkungan (D3/S1)
Kepala Seksi Keuangan & Akuntansi	1	Akuntansi (D3/S1)
Kepala Seksi SDM & Umum	1	Manajemen SDM/Psikologi (D3/S1)
Kepala Seksi Pemasaran & Humas	1	Komunikasi/ Manajemen Pemasaran (D3/S1)
Kepala Seksi Pengiriman & Gudang	1	Logistik/Manajemen (D3/S1)
Kepala Seksi Keamanan	1	Pelatihan Satpam
Kepala Seksi Kebersihan	1	Kesehatan Lingkungan (D3/S1)
Supervisor Produksi	12	Teknik Kimia (D3/S1)
Supervisor Utilitas	12	Teknik Mesin/Teknik Elektro (D3/S1)
Supervisor QC	6	Kimia/Analisis Kimia (D3/S1)
Operator Produksi	35	Teknik Kimia (SMA/SMK/D3)
Operator QC	15	Kimia/Teknik Kimia (SMA/SMK/D3)
Operator Utilitas	20	Teknik Mesin/Teknik Elektro (SMA/SMK/D3)
Teknisi <i>Maintenance</i>	15	Teknik Mesin/Teknik Elektro (SMK/D3)
Admin Keuangan/SDM/Umum	10	Administrasi/Akuntansi/Manajemen (D3)
Petugas Keamanan	12	SMA/Gada Pratama/Pelatihan Satpam
Petugas Pemadam	6	SMA/SMK + Damkar Kelas C
Petugas Kebersihan	6	SMP/SMA
Dokter Perusahaan	1	Kedokteran (Profesi)+STR+SIP
Paramedis	2	Keperawatan (D3/S1)+STR
Sopir Operasional & Logistik	4	SMA/SMK+SIM B2
Sopir Direksi	2	SMA/SMK+ SIM A
Total	189	

b. Sistem Gaji Karyawan

Perusahaan menerapkan beberapa sistem penggajian yang disesuaikan dengan status karyawan dan pola kerja masing-masing, yaitu:

1. Gaji bulanan diberikan secara tetap setiap bulan kepada karyawan sesuai jabatan dan tanggung jawab.
2. Gaji lembur merupakan tambahan upah bagi karyawan yang bekerja melebihi jam kerja normal.
3. Gaji harian dibayarkan berdasarkan jumlah hari kerja, umumnya untuk tenaga kerja kontrak atau lepas.

Tabel 4.4 Daftar Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Dewan Komisaris	1	65.000.000	65.000.000
Direktur Utama	1	55.000.000	55.000.000
Direktur Teknik & Produksi	1	45.000.000	45.000.000
Direktur Keuangan & Komersial	1	45.000.000	45.000.000
Direktur Umum & Keamanan	1	42.000.000	42.000.000
Direktur K3 & Lingkungan	1	42.000.000	42.000.000
<i>Coorporate Secretary</i>	1	25.000.000	42.000.000
<i>Chief Internal Audit</i>	1	22.000.000	22.000.000
Kepala Bagian Teknik	1	17.000.000	17.000.000
Kepala Bagian Produksi	1	17.000.000	17.000.000
Kepala Bagian QC & Analisa	1	17.000.000	17.000.000
Kepala Bagian K3	1	17.000.000	17.000.000
Kepala Bagian Lingkungan	1	17.000.000	17.000.000
Kepala Bagian Keuangan	1	17.000.000	17.000.000

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Kepala Bagian SDM & Umum	1	17.000.000	17.000.000
Kepala Bagian Komersial & Distribusi	1	17.000.000	17.000.000
Kepala Bagian Keamanan & Kebersihan	1	17.000.000	17.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Seksi <i>Maintenance & Engineering</i>	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Seksi Produksi	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Seksi QC & Lab	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Seksi <i>RnD</i>	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Seksi Kesehatan & Keselamatan Kerja (K3)	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Seksi Pengelolaan Lingkungan	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Seksi Keuangan & Akuntansi	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Seksi SDM & Umum	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Seksi Pemasaran & Humas	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Seksi Pengiriman & Gudang	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Seksi Keamanan	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Seksi Kebersihan	1	15.000.000	15.000.000
Supervisor Produksi/QC/Utilitas	30	10.000.000	300.000.000
Operator Produksi/QC/Utilitas	70	7.000.000	490.000.000
Teknisi Maintenance	15	6.000.000	90.000.000
Admin Keuangan/SDM/umum	10	5.000.000	50.000.000
Petugas Keamanan	12	4.400.000	52.800.000
Petugas Pemadam	6	4.700.000	28.200.000
Petugas Kebersihan	6	4.150.000	24.900.000
Dokter Perusahaan	1	12.000.000	12.000.000
Paramedis	2	6.000.000	12.000.000
Sopir Operasional & Logistik	4	4.250.000	17.000.000
Sopir Direksi	2	4.400.000	8.800.000
Total	189	773.900.000	1.791.700.000

4.6 Fasilitas dan Hak Karyawan

Setiap karyawan memiliki hak dan kewajiban yang diatur berdasarkan ketentuan dalam peraturan perundangan-undangan di bidang ketenagakerjaan. Dalam struktur ketenagakerjaan perusahaan, terdapat dua jenis status hubungan kerja, yaitu :

- a. Karyawan Tetap, yaitu individu yang telah menandatangani perjanjian kerja secara resmi dengan perusahaan dan memperoleh status kepegawaian tetap.
- b. Karyawan Pra-Kontrak, yaitu pekerja yang baru bergabung dan menjalani masa percobaan selama enam bulan. Selama periode ini, kinerja karyawan akan dievaluasi sebagai dasar pertimbangan untuk diangkat menjadi karyawan tetap

Baik karyawan tetap maupun pra-kontrak memiliki hak dan kewajiban yang setara dalam hal penerimaan upah, hak atas cuti, serta akses terhadap tunjangan yang diberikan perusahaan.

1) Gaji pokok

Penetapan gaji pokok bagi setiap karyawan didasarkan pada beberapa pertimbangan, seperti posisi/jabatan, kompetensi, pengalaman kerja, serta pencapaian individu. Besaran gaji pokok dapat disesuaikan secara tahunan, bergantung pada kinerja karyawan serta dinamika pertumbuhan ekonomi nasional.

2) Tunjangan Karyawan

Perusahaan telah menetapkan skema pemberian tunjangan yang berlaku secara merata bagi seluruh tenaga kerja. Adapun bentuk-bentuk tunjangan yang diberikan meliputi :

a. Tunjangan Kesehatan

Setiap karyawan berhak memperoleh fasilitas asuransi kesehatan yang disesuaikan dengan kebijakan perusahaan serta peraturan perundang-undangan khususnya merujuk pada undang-undang Republik Indonesia Nomor 40 Tahun 2004 tentang sistem jaminan sosial nasional pasal 18. Program jaminan yang dimaksud meliputi :

- Jaminan pelayanan kesehatan
- Jaminan atas risiko kecelakaan kerja
- Jaminan untuk hari tua
- Jaminan pensiun dan satuan kematian

Jika karyawan mengalami sakit atau kecelakaan yang memerlukan perawatan medis, perusahaan menanggung seluruh biaya pengobatan sesuai ketentuan yang berlaku.

b. Tunjangan konsumsi

Perusahaan menyediakan fasilitas makan siang tanpa biaya bagi seluruh karyawan selama jam kerja.

c. Tunjangan Keluarga

Bagi karyawan yang telah menikah, perusahaan memberikan tambahan tunjangan

d. Tunjangan Hari Raya (THR)

Menjelang perayaan hari besar keagamaan, seluruh karyawan berhak menerima THR dengan nominal setara satu hingga dua kali gaji pokok.

e. Tunjangan Hari Tua

Karyawan yang memasuki masa pensiun di usia 60 tahun akan menerima dana pensiun sebagai penghargaan atas masa kerja, dengan besaran 10% dari total akumulasi gaji selama bekerja.

3) Fasilitas karyawan

Sebagai bentuk apresiasi dan tanggung jawab terhadap kesejahteraan karyawan, perusahaan menyediakan berbagai fasilitas kerja guna menunjang kenyamanan, keselamatan, serta produktivitas tenaga kerja. Fasilitas-fasilitas ini diberikan secara merata kepada seluruh karyawan maupun pimpinan, dengan menyesuaikan pada kemampuan serta hasil operasional perusahaan. Tujuan utama pemberian fasilitas ini adalah menciptakan lingkungan kerja yang kondusif serta menjaga kepuasan kerja yang berkelanjutan.

Fasilitas penunjang yang disediakan perusahaan mencakup beberapa aspek berikut:

- a. Fasilitas Keselamatan dan Perlengkapan Kerja
- b. Transportasi Karyawan
- c. Layanan Kesehatan
- d. Fasilitas Ibadah
- e. Program Asuransi Kesehatan
- f. Penghargaan atas Kinerja

BAB V

UTILITAS

Untuk menunjang kelancaran proses produksi, pabrik dimetil eter (DME) dilengkapi dengan unit utilitas yang berfungsi menyediakan berbagai kebutuhan penunjang operasi. Unit ini memastikan ketersediaan energi, media proses, dan sistem pengolahan limbah sehingga pabrik dapat beroperasi secara optimal. Terdapat beberapa penyedia utilitas sebagai berikut:

5.1 Unit Pengolahan dan Penyedia Air

5.1.1 Unit Penyedia Air

Air merupakan salah satu kebutuhan penting dalam operasional pabrik yang dapat diperoleh dari berbagai sumber, seperti sumur, sungai, danau, atau laut. Pada pabrik dimetil eter (DME) ini, sumber air yang digunakan adalah air sungai karena lokasi pabrik yang dekat dengan Sungai Enim. Pemilihan air sungai didasarkan pada beberapa pertimbangan, antara lain:

- 1) Lokasi pabrik yang berdekatan dengan sungai memudahkan pengambilan dan distribusi air.
- 2) Debit air sungai cukup stabil sehingga pasokan air terjaga sepanjang tahun.
- 3) Pengolahan air sungai lebih sederhana dan menggunakan peralatan yang tidak kompleks sehingga biaya operasional dapat ditekan

Air yang diambil dari sungai ini akan diolah terlebih dahulu agar memenuhi standar kualitas, kemudian digunakan untuk kebutuhan seperti pendingin, air umpan boiler, serta keperluan domestik di area pabrik sebagai berikut:

a. Air umpan boiler

Air umpan boiler adalah air yang digunakan untuk membuat steam dalam proses produksi. Kualitas air harus baik supaya boiler tidak rusak atau kehilangan efisiensi. Air harus bebas mineral dan kotoran yang berbahaya. Beberapa kandungan seperti, silika, oksigen, kalsium, dan magnesium perlu dikendalikan dengan bahan kimia. Oleh karena itu, diperlukan upaya untuk menjaga kestabilan air umpan boiler dengan menjaga pH antara 8,5-9,5 dan kesadahan total agar sesuai standar. Untuk menjaga kualitas air umpan boiler agar aman dan efisien, air tersebut harus memenuhi persyaratan sebagai berikut:

- 1) Air umpan boiler harus bebas dari zat yang dapat menyebabkan korosi, seperti asam, oksigen, karbon dioksida, dan gas-gas mudah larut yang dapat merusak logam.
- 2) Air harus bebas dari zat penyebab kerak, terutama ion kalsium, magnesium, garam karbonat, dan silika yang dapat menumpuk di dalam boiler.
- 3) Kandungan zat yang menimbulkan busa, baik yang bersifat organik maupun anorganik seperti minyak harus dihindari.
- 4) Kandungan logam berat dan kotoran lain harus dijaga serendah mungkin agar tidak merusak sistem boiler.

Kebutuhan air umpan boiler pada pabrik ini ditunjukkan dalam Tabel 5.1 berikut:

Tabel 5.1 Jumlah kebutuhan air umpan boiler

Alat	Air yang dibutuhkan (kg/jam)
Reaktor	32.899,75
Reboiler	8.432,92
Total	41.332,67

b. Air Domestik

Air domestik adalah air yang digunakan untuk kebutuhan konsumsi dan aktivitas sehari-hari pekerja, seperti minum, mencuci, dan penggunaan toilet dengan kualitas sesuai standar air bersih/air minum. Di Indonesia, mengacu pada Permenkes No.2 Tahun 2023, PP No.122 Tahun 2015, dan Standar Nasional Indonesia (SNI), sedangkan acuan internasional mengikuti *WHO Guidelines for Drinking-water Quality*. Parameter umumnya, kekeruhan 5 NTU, pH 6,5-8,5, TDS 500 mg/L, bebas E.coli dan mikroorganisme patogen, tidak berwarna atau jernih, tidak berbau, dan tidak berasa.

Berdasarkan jumlah karyawan sebanyak 189 orang dan durasi kerja selama 8 jam per hari, kebutuhan air domestik selama jam kerja di pabrik diperkirakan sebesar 940,91 kg/jam.

c. Air Service

Air *service* digunakan untuk menunjang berbagai fasilitas non-proses di lingkungan pabrik, seperti bengkel, poliklinik, laboratorium, pemadam kebakaran, katin, mushola, dan taman. Selain itu, air *service* juga digunakan

dalam penunjang operasional, seperti pembersihan alat, *flushing* jalur pipa, dan berbagai kebutuhan utilitas umum lainnya di area produksi. Berdasarkan perhitungan, kebutuhan air *service* diperkirakan sebesar 1768,91 kg/jam yang disuplai dari unit pengolahan air sebelum dialirkan ke titik-titik penggunaan.

d. Air Pendingin

Air pendingin berperan penting dalam menjaga stabilitas suhu operasional proses dengan menyerap dan mengalirkan panas dari sistem ke lingkungan luar. Sistem pendingin ini memanfaatkan sirkulasi air yang dialirkan melalui jaringan pipa tertutup menuju peralatan proses, kemudian kembali ke *cooling tower* untuk didinginkan kembali sebelum digunakan lagi.

Agar sistem pendingin berjalan efisien dan peralatan tidak cepat rusak, air pendingin harus memenuhi batas kualitas berikut:

- Silika (SiO_2) : ≤ 50 ppm
- Kalsium (Ca^{2+}) : ≤ 200 ppm
- Sulfat (SO_4^{2-}) : 680 ppm
- Klorida (Cl^-): 600 ppm
- Total Dissolved Solids: 1000 ppm
- Suspended Solids: 5000 ppm
- Hardness: 850 ppm
- Alkalinity: 500 ppm

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan ditunjukkan dalam Tabel 5.2 berikut:

Tabel 5.2 Jumlah kebutuhan air pendingin

Alat	Air yang dibutuhkan (kg/jam)
Condensor-02	153.859,76
Condensor-03	323.651,24
Total	477.551,00

Berdasarkan hasil perhitungan, kebutuhan air pada pabrik DME mencakup pasokan untuk air domestik, air *service*, air pendingin, dan air umpan boiler dengan total sebesar 521.553,49 kg/jam sebagaimana tercantum pada Tabel 5.3.

Tabel 5.3 Jumlah kebutuhan air keseluruhan

Alat	Air yang dibutuhkan (kg/jam)
Air umpan boiler	41.332,67
Air domestik	940, 91
Air service	1768,91
Air pendingin	477.551,00
Total	521.553,49

Dengan mempertimbangkan faktor *over design* sebesar 10% untuk mengantisipasi kemungkinan peningkatan beban operasi, kapasitas suplai air yang direncanakan adalah 573.708,83 kg/jam.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

a. *Screening*

Screening adalah tahap awal pengolahan air yang bertujuan menyaring kotoran berukuran besar seperti, ranting, daun, atau sampah padat. Proses

ini dilakukan dengan mengalirkan air melalui batang logam sejajar yang disebut *bar screen*, dimana celah antara batang memungkinkan air lewat sementara kotoran tertahan. Penyaringan ini membantu mencegah penyumbatan dan melindungi peralatan pada tahap pengolahan berikutnya.

b. Sedimentasi

Setelah air melewati tahapan screening, air dialirkan ke bak pengendapan (*sedimentation tank*). Di bak pengendapan ini, partikel-partikel padat halus yang tersuspensi di dalam air akan mengendap secara gravitasi ke dasar bak membentuk lapisan sedimen karena pergerakan aliran yang dibuat lambat dan tenang, Proses ini memungkinkan pemisahan partikel berat dari air tanpa menggunakan bahan kimia, sehingga air yang keluar dari bak pengendapan memiliki tingkat kekeruhan yang lebih rendah. Endapan yang terkumpul harus dibuang secara berkala supaya kapasitas bak tetap maksimal dan tidak menghambat aliran air. Sementara itu, air yang sudah lebih bersih akan dilanjutkan ke tahap pengolahan selanjutnya seperti koagulasi dan flokulasi.

c. Koagulasi dan Flokulasi

Setelah melalui pengendapan awal, air dialirkan menuju tangki pencampur (*rapid mixing tank*). Pada unit ini berfungsi untuk mencampurkan bahan kimia berupa tawas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ sebagai koagulan dan kapur tohor $\text{Ca}(\text{OH})_2$ untuk penyesuaian pH. Koagulan berfungsi menetralkan muatan negatif pada partikel koloid di dalam air sehingga gaya tolak-menolak antar partikel berkurang. Hal ini memfasilitasi terbentuknya

flok (gumpalan partikel) melalui destabilisasi partikel halus. Kapur digunakan untuk mengatur pH agar proses koagulasi berlangsung optimal, umumnya pada pH 6-7.

Reaksi kimia penambahan tawas dalam air dapat membentuk endapan $\text{Al}(\text{OH})_3$ yang bersifat amorf dan memiliki permukaan besar, sehingga dapat mengadsorpsi partikel koloid, mikroorganisme, dan zat organik. Sementara itu, kapur tohor bereaksi dengan asam yang terbentuk untuk mempertahankan pH. Efektivitas proses pada tangki campur ini sangat berpengaruh terhadap penurunan kekeruhan dan peningkatan efisiensi pengolahan air pada tahap berikutnya.

d. *Clarifier*

Setelah masuk proses koagulasi-flokulasi, aliran ini masuk ke *clarifier* atau unit pengendapan lanjutan. *Clarifier* berfungsi memisahkan flok yang terbentuk dari air dengan memanfaatkan gaya gravitasi. Di dalam *clarifier*, kecepatan aliran air diperlambat sehingga partikel flok yang lebih berat dari air dapat mengendap di dasar tangki. Desain *clarifier* biasanya dilengkapi dengan saluran masuk yang mengatur distribusi aliran, area pengendapan yang luas untuk menurunkan kecepatan partikel, serta mekanisme pengumpul lumpur di bagian bawah.

Air jernih yang berada di bagian atas *clarifier* dialirkan melalui saluran pelimpah (*weir*) menuju tahapan pengolahan berikutnya. Sementara itu, lumpur yang mengendap di dasar akan dikumpulkan dan dikeluarkan secara

berkala untuk mencegah penumpukan yang dapat mengurangi kapasitas unit.

Kinerja *clarifier* sangat dipengaruhi oleh kualitas flok yang terbentuk pada tahap sebelumnya. Flok yang padat, besar, dan stabil akan mengendap lebih cepat dan menghasilkan air dengan kekeruhan rendah. Oleh karena itu, mengatur dosis koagulan, pH, serta intensitas pengadukan pada tahap tangki pencampur menjadi faktor penting untuk menentukan efisiensi *clarifier*.

e. *Sand Filter*

Sand Filter merupakan unit penyaringan yang memanfaatkan media berlapis untuk menghilangkan partikel tersuspensi, kekeruhan, serta sebagian zat organik dari air. Lapisan paling atas biasanya berupa antrasit yang berfungsi menyaring partikel halus dan memperpanjang umur media dibawahnya. Dibawahnya terdapat lapisan pasir halus (*fine sand*) yang berperan sebagai media utama penangkap partikel berukuran kecil, serta pasir kerikil (*coarse sand*) yang mendukung distribusi aliran air secara merata. Bagian paling bawah umumnya berisi lapisan karbon aktif yang berfungsi mengadsorpsi bau, warna, dan sisa bahan organik terlarut. Selama proses filtrasi, air mengalir dari atas ke bawah secara gravitasi atau dengan tekanan tertentu, melewati tiap lapisan media hingga keluar sebagai air yang lebih jernih. Media filter ini dibersihkan secara berkala melalui proses *backwashing* untuk mengembalikan kapasitas penyaringan dan mencegah penyumbatan.

f. Bak Air Bersih

Air hasil penyaringan dari *sand filter* dialirkan ke bak air bersih, yang kemudian didistribusikan untuk kebutuhan pabrik, seperti air domestik, air service, air pendingin, dan air umpan boiler.

g. Klorinasi

Klorinasi merupakan proses desinfeksi pada tahap akhir pengolahan air, yang bertujuan membunuh mikroorganisme patogen seperti, bakteri, virus, dan alga yang masih mungkin terdapat dalam air bersih. Proses ini dilakukan di dalam tangki klorinasi, dimana klorin ditambahkan dalam dosis terukur. Air yang masuk ke tangki akan diberi waktu kontak tertentu agar klorin bereaksi secara optimal. Dengan demikian, air yang keluar dari unit ini aman digunakan dan siap untuk dialirkan ke tangki domestik untuk distribusi kebutuhan sehari-hari.

h. *Cooling Tower*

Cooling tower adalah unit penting dalam sistem utilitas pabrik yang berfungsi untuk mendinginkan air pendingin yang telah menyerap panas dari peralatan proses. Air panas dari sistem proses pertama-tama dialirkan menuju bagian atas *cooling tower* dan masuk ke *hot basin*. Dari sini, air didistribusikan melalui *nozzle* atau saluran khusus, lalu disemprotkan atau dijatuhkan melalui media pengisi (*fill*) yang berfungsi memperluas kontak air dengan udara. Sirkulasi udara dapat dilakukan secara alami atau dibantu oleh kipas, sehingga memungkinkan proses perpindahan panas dan penguapan air sebagian. Panas dibawa keluar bersama aliran udara yang keluar dari *cooling tower*. Air yang suhunya telah turun terkumpul di bagian

bawah *cooling tower* yang disebut dengan *cold basin* untuk dipompa kembali ke sistem pendingin. Sistem ini memungkinkan air pendingin dipakai berulang sehingga menghemat penggunaan air *make up* dari sumber eksternal.

i. Demineralisasi

Proses demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan kandungan ion-ion terlarut dalam air, sehingga menghasilkan air dengan kemurnian tinggi yang dibutuhkan untuk berbagai proses, seperti air umpan boiler. Proses demineralisasi diawali dengan tahap penukaran kation, dimana air dialirkan melalui kolom berisi resin kation kuat. Pada tahap ini, ion-ion bermuatan positif seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+} , dan kation logam lainnya ditukar dengan ion H^{+} yang terikat pada resin. Pertukaran ini menurunkan kandungan kesadahan dan logam terlarut dalam air. Seiring berjalannya operasi, resin akan mencapai titik jenuh dan kehilangan kemampuan tukar ion. Untuk mengembalikan fungsinya, resin kation diregenerasi menggunakan larutan HCl yang akan menggantikan ion-ion terikat di resin dengan ion H^{+} baru sehingga siap digunakan kembali.

Tahap berikutnya adalah penukaran ion, dimana air hasil *kation exchanger* dialirkan ke *anion exchanger*. Pada tahap ini, ion-ion bermuatan negatif seperti Cl^{-} , SO_4^{2-} , NO_3^{-} , dan ion anorganik lainnya ditukar dengan ion OH^{-} yang ada pada resin. Ion OH^{-} ini kemudian bereaksi dengan ion H^{+} dari tahap sebelumnya membentuk air (H_2O) murni. Ketika resin anion telah jenuh, dilakukan regenerasi menggunakan larutan NaOH yang akan

mengembalikan resin ke bentuk OH^- sehingga dapat digunakan kembali untuk proses penukaran ion. Hasilnya adalah air kemurnian tinggi yang bebas dari garam terlarut dan memenuhi standar penggunaan industri.

j. *Deaerator*

Setelah melalui proses demineralisasi, air kemudian dialirkan ke *deaerator* untuk menghilangkan gas-gas terlarut seperti oksigen (O_2) dan karbon dioksida (CO_2) yang dapat menyebabkan korosi pada sistem boiler. Di dalam *deaerator*, air dipanaskan dan dikontakkan langsung dengan uap, sehingga kelarutan gas menurun dan gas-gas tersebut terlepas melalui *vent*. Proses ini juga membantu menaikkan suhu air umpan boiler agar mendekati titik didih, sehingga mencegah *thermal shock* saat masuk ke boiler. Selain itu, biasanya ditambahkan bahan kimia seperti hidrazin (N_2H_4) sebagai *oxygen scavenger* untuk mengikat sisa oksigen yang tidak terlepas secara mekanis, sehingga perlindungan terhadap korosi menjadi lebih optimal.

5.1.3 Spesifikasi Alat Utilitas Unit Pengolahan Air

1. Spesifikasi Alat Unit Pengolahan Air Bersih

Tabel 5.4 Spesifikasi *Screening* Utilitas

Parameter	Nilai
Fungsi	Menyaring partikel-partikel besar dari air sungai agar tidak merusak dan menyumbat peralatan berikutnya
Material konstruksi	<i>Stainless Steel</i>
Jenis	<i>Bar screen</i>
Luas Penampang (m^2)	0,381

Jumlah bar	15
Harga	\$12,431.71

Tabel 5.5 Spesifikasi Bak Pengolahan Air

Alat	Bak Pengendap Awal	Bak Air Bersih
Fungsi	Mengendapkan partikel tersuspensi berukuran besar dan berat yang terbawa dari air sungai	Menampung air Bersih dari saringan pasir
Material konstruksi	Beton bertulang	Beton bertulang
Jenis	Bak persegi panjang	Bak persegi panjang
Kapasitas (m ³ /jam)	576,204	493,69
Panjang (m)	22,28	11,49
Lebar (m)	11,14	11,49
Tinggi (m)	11,14	2,87
Harga	\$144,897	\$19,857

Tabel 5.6 Spesifikasi Tangki Campur

Parameter	Nilai
Fungsi	Mencampur air dengan tawas 5% dan Ca(OH) ₂
Material konstruksi	<i>Carbon SA-283 Grade C</i>
Jenis	Tangki Silinder Berpengaduk
Tinggi (m)	4,23
Diameter (m)	1,69
Jenis Impeller	<i>Marine propeller</i> dengan 4 <i>blades</i>
Jumlah Impeller	1
Power motor (Hp)	0,75
Harga	\$82,328.36

Tabel 5.7 Spesifikasi *Sand Filter*

Parameter	Nilai
Fungsi	Menyaring kotoran atau padatan yang tersuspensi dalam air
Material konstruksi	Beton bertulang
Jenis	Bak persegi panjang
Tinggi Tumpukan (m)	2,44
Panjang (m)	7,60
Lebar (m)	7,60
Tinggi (m)	6
Harga	\$18,161

Tabel 5.8 Spesifikasi *Clarifier*

Parameter	Nilai
Fungsi	Mengumpulkan dan mengendapkan kotoran koloid
Jenis	<i>Clarifier/Conical bottom</i>
Tinggi (m)	5,27
Tinggi Kerucut (m)	2,63
Diameter (m)	13,81
Volume (m ³)	919,97
Jenis Impeller	<i>Rake</i>
Power motor (Hp)	2
Harga	\$32,124.15

2. Spesifikasi Alat Unit Pengolahan Air Domestik dan Air Service

Tabel 5.9 Spesifikasi Air service dan Air Domestik

Alat	Tangki Domestik	Tangki Service
Fungsi	Menampung kebutuhan air untuk kebutuhan karyawan	Menampung kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum
Material konstruksi	<i>Carbon SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon SA-283 Grade C</i>
Jenis	Tangki Silinder	Tangki Silinder
Kapasitas (m ³ /jam)	0,945	1,777
Tinggi (m)	3,26	4,024
Diameter (m)	3,26	4,024
Volume (m ³)	27,22	51,17
Harga	\$92,730.40	\$113,534.49

Tabel 5.10 Spesifikasi Tangki Klorinasi

Parameter	Nilai
Fungsi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan karyawan
Material konstruksi	<i>Carbon SA-283 Grade C</i>
Jenis	Tangki Silinder Berpengaduk
Tinggi (m)	2
Diameter (m)	1,33
Jenis Impeller	Marine propeller dengan 4 <i>blade</i>
Jumlah Impeller	1
Power motor (Hp)	0,125
Harga	\$48,712

3. Spesifikasi Alat Unit Pengolahan Air Pendingin

Tabel 5.11 Spesifikasi Cooling Tower

Parameter	Nilai
Fungsi	Mendinginkan air pendingin yang sudah dipakai
Jenis	<i>Induced Draft</i>
Suhu Input (°C)	40
Suhu Output (°C)	30
Luas Area Total (m ²)	115,39
Tinggi Packing (m)	6,02
Tinggi Total (m)	10,74
Diameter (m)	10,74
Power motor (Hp)	40
Harga	\$722,561.38

Tabel 5.12 Spesifikasi *Hot* Basin dan *Cold* Basin

Alat	<i>Hot Basin</i>	<i>Cold Basin</i>
Fungsi	Menampung dan menstabilkan air panas dari proses sebelum didinginkan	Menampung air yang telah didinginkan sebelum dialirkan kembali ke proses atau sistem pendingin
Material konstruksi	Beton bertulang	Beton bertulang
Jenis	Bak persegi panjang	Bak persegi panjang
Kapasitas (m ³ /jam)	479,588	479,588
Panjang (m)	13,20	13,20
Lebar (m)	13,20	13,20
Tinggi (m)	3,30	3,30
Harga	\$30,150	\$30,150

Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki Pengolahan *Steam*

Alat	Tangki HCl	Tangki NaOH
Fungsi	Melarutkan HCl untuk regenerasi penukaran kation	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukaran anion
Material konstruksi	<i>Carbon SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon SA-283 Grade C</i>
Jenis	Tangki Silinder Berpengaduk	Tangki Silinder Berpengaduk
Volume Tangki (m ³)	18,75	16,33
Diameter (m)	2,29	2,18
Tinggi (m)	4,57	4,36
Jenis Impeller	<i>Flatblade turbine</i>	<i>Flatblade turbine</i>
Jumlah Impeller	1	1
Harga	\$62,665.96	\$78,395.88

Tabel 5.14 Spesifikasi Bak Demineralisasi

Parameter	Nilai
Fungsi	Menampung air lunak dari <i>kation-anion exchanger</i> yang akan digunakan sebagai air umpan boiler
Material konstruksi	Beton bertulang
Jenis	Bak persegi panjang
Kapasitas (m ³ /jam)	41,51
Panjang (m)	13,56
Lebar (m)	6,78
Tinggi (m)	6,78
Harga	\$32,622

Tabel 5.15 Spesifikasi *Kation Exchanger*

Parameter	Nilai
Fungsi	Mengurangi kandungan mineral dalam air dengan mengikat kation seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+} melalui proses pertukaran ion
Material konstruksi	<i>Stainless steel 316</i>
Jenis	Tangki silinder
Tinggi Tanki (m)	7,57
Diameter (m)	3,79
Harga	\$10,708.41

Tabel 5.16 Spesifikasi *Anion Exchanger*

Parameter	Nilai
Fungsi	Mengikat ion negatif dalam air untuk mengurangi zat pengotor
Material konstruksi	<i>Stainless steel 316</i>
Jenis	Tangki silinder
Tinggi Tanki (m)	7,31
Diameter (m)	3,66
Harga	\$10,708.41

Tabel 5.17 Spesifikasi Deaerator

Parameter	Nilai
Fungsi	Menghilangkan gas impurities di dalam air umpan boiler
Material konstruksi	<i>Stainless steel 316</i>
Jenis	Tangki silinder horizontal
Kapasitas (m^3/jam)	8,47
Tinggi Tangki (m)	3,12

Diameter (m)	2,08
Volume (m ³)	10,59
Harga	\$ 26,771.01

4. Pompa Utilitas

Tabel 5.18 Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air sungai dari <i>screening</i> ke bak pengendapan	Mengalirkan air dari bak pengendapan ke tangki campur	Mengalirkan air dari tangki campur ke <i>clarifier</i>	Mengalirkan air dari <i>clarifier</i> ke <i>sand filter</i>	Mengalirkan air dari <i>sand filter</i> ke bak air bersih
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Material	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon</i>	<i>Carbon</i>	<i>Carbon</i>
Konstruksi	<i>SA-283 Grade C</i>	<i>SA-283 Grade C</i>	<i>steel SA-283 Grade C</i>	<i>steel SA-283 Grade C</i>	<i>steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas (m ³ /jam)	576,20	518,58	519,67	493,69	493,69
IPS (in)	16	14	14	14	14
No. Sch	30	30	30	30	30
OD (in)	16	14	14	14	14
ID (in)	15,25	13,25	13,25	13,25	13,25
Efisiensi	81%	80%	83%	83%	83%
Pompa					
Tenaga Motor (Hp)	40	15	25	20	10
Harga	\$11,416.88	\$10,021.48	\$10,021.48	\$10,021.48	\$10,021.48

Tabel Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari bak air bersih ke tangki air <i>service</i>	Mengalirkan air dari bak air bersih ke tangki klorinasi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi ke tangki domestik	Mengalirkan air dari bak air bersih ke <i>cold basin</i>	Mengalirkan air dari <i>hot basin</i> ke <i>cooling tower</i>
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Material	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon</i>	<i>Carbon</i>	<i>Carbon</i>
Konstruksi	<i>SA-283 Grade C</i>	<i>SA-283 Grade C</i>	<i>steel SA-283 Grade C</i>	<i>steel SA-283 Grade C</i>	<i>steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas (m ³ /jam)	1,78	1,134	0,945	479,59	479,59
IPS (in)	1 $\frac{1}{4}$	1	$\frac{3}{4}$	14	14
No. Sch	40	40	40	30	30
OD (in)	1,66	1,32	1,05	14	14
ID (in)	1,38	1,049	0,824	13,25	13,25
Efisiensi	20%	20%	20%	84%	84%
Pompa					
Tenaga Motor (Hp)	0,33	0,08	0,125	10	30
Harga	\$1,268.54	\$1,014.83	\$887.98	\$10,021.48	\$10,021.48

Tabel Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari <i>cooling tower</i> ke <i>cold basin</i>	Mengalirkan air dari <i>cold basin</i> ke unit proses	Mengalirkan air dari bak air bersih ke <i>kation exchanger</i>	Mengalirkan air dari <i>kation exchanger</i> ke <i>anion exchanger</i>	Mengalirkan air dari <i>anion exchanger</i> ke tangki demineralisasi
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>

Material	<i>Carbon</i>	<i>Carbon</i>	<i>Carbon</i>	<i>Carbon</i>	<i>Carbon steel</i>
Konstruksi	<i>steel SA-283</i>	<i>steel SA-283</i>	<i>steel SA-283</i>	<i>steel SA-283</i>	<i>SA-283</i>
	<i>Grade C</i>	<i>Grade C</i>	<i>Grade C</i>	<i>Grade C</i>	<i>Grade C</i>
Kapasitas (m ³ /jam)	479,59	479,59	41,51	41,51	42,17
IPS (in)	14	14	6	6	6
No. Sch	30	30	40	40	40
OD (in)	14	14	6,625	6,625	6,625
ID (in)	13,25	13,25	6,065	6,065	6,065
Efisiensi	84%	84%	63%	63%	63%
Pompa					
Tenaga Motor (Hp)	10	10	3	3	3
Harga	\$10,021.48	\$10,021.48	\$4,947.3	\$4,947.3	\$4,947.3

Tabel Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Kode	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki demineralisasi ke <i>deaerator</i>	Mengalirkan air dari <i>deaerator</i> ke boiler	Mengalirkan larutan HCl dari tangki HCl ke <i>kation exchanger</i>	Mengalirkan larutan NaOH dari tangki HCl ke <i>anion exchanger</i>
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Material	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel SA-</i>
Konstruksi	<i>SA-283</i>	<i>SA-283</i>	<i>SA-283 Grade C</i>	<i>283 Grade C</i>
	<i>Grade C</i>	<i>Grade C</i>		
Kapasitas (m ³ /jam)	41,51	8,47	0,0072	0,0063
IPS (in)	6	2½	1/8	1/8
No. Sch	40	40	40	40
OD (in)	6,625	2,88	0,405	0,405
ID (in)	6,065	2,469	0,269	0,269
Efisiensi	63%	53%	20%	20%
Pompa				

Tenaga Motor (Hp)	1	0,75	0,05	0,05
Harga	\$4,947.31	\$2,283.38	\$253.71	\$253.71

5.2 Unit Penyedia Steam

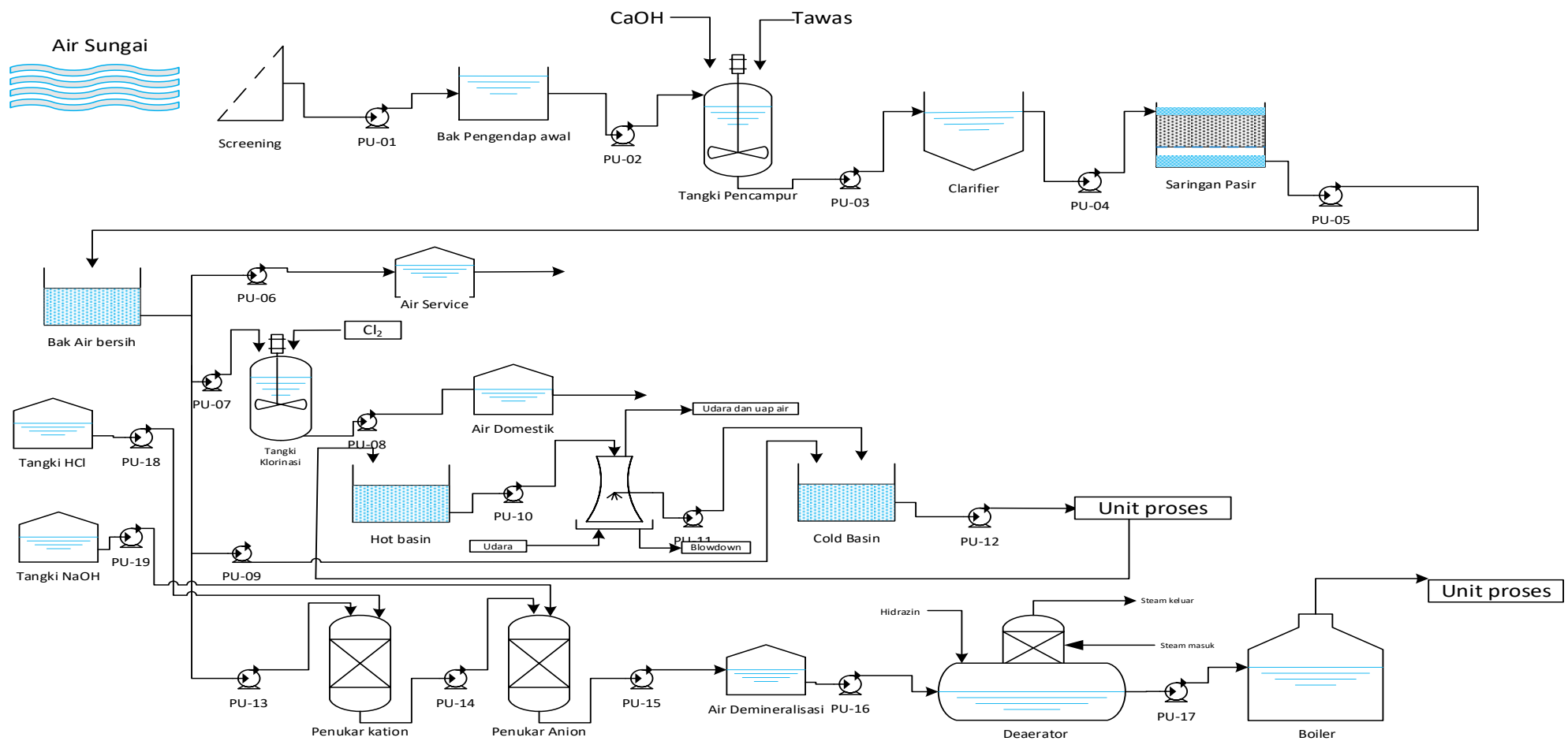
Unit ini dirancang untuk memenuhi kebutuhan steam pada proses produksi dimetil eter dari *syngas* dengan memanfaatkan unit ketel uap *tipe water tube boiler* dengan kapasitas air umpan boiler 8.432,92 kg/jam. Kapasitas steam dari boiler 7.027,43 kg/jam. Sebelum digunakan sebagai umpan boiler, air dari unit pengolahan air terlebih dahulu diproses untuk menghilangkan kesadahanya melalui *ion exchanger* dan deaerator. Selain itu pH air pada air umpan masuk boiler dijaga sekitar 10-11,5 dikarenakan pH yang terlalu tinggi dapat meningkatkan resiko korosi pada peralatan.

Setelah itu air umpan boiler dibagi menjadi dua jalur utama sesuai kebutuhan proses. Jalur utama umpan boiler dialirkan menuju ke boiler untuk menghasilkan uap *steam* yang akan digunakan untuk reboiler. Di dalam boiler air umpan boiler dipanaskan hingga mencapai suhu sekitar 250 °C dengan tekanan 28,95 atm. Berdasarkan kondisi tersebut, uap yang dihasilkan tergolong *superheated steam* karena suhunya lebih tinggi dibandingkan suhu jenuh pada tekanan tersebut (sekitar 233–234 °C). *Superheated steam* ini digunakan sebagai media pemanas pada reboiler untuk menjamin kestabilan suplai panas dan mencegah terbentuknya kondensat prematur di dalam sistem perpindahan panas. Karena suhu keluar uap dari reboiler hanya mengalami penurunan kecil dari 250 °C menjadi 249 °C, maka perpindahan panas yang terjadi bersifat sensibel tanpa terjadi kondensasi. Uap ini

kemudian didistribusikan menuju reboiler sebagai sumber panas. Sementara itu di jalur kedua air umpan boiler yang di peruntukan untuk Reaktor (R-01). Berbeda dengan aliran ke reboiler, air umpan boiler yang menuju Reaktor (R-01) tidak dibangkitkan menjadi uap melainkan digunakan langsung sebagai air umpan pendingin. Air pendingin ini menjaga temperatur reaksi tetap stabil.

Tabel 5.19 Spesifikasi Boiler

Parameter	Nilai
Fungsi Alat	Membuat Superheated Steam
Tipe	<i>Water tube boiler</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Suhu (°C)	250
Kapasitas (kBtu/jam)	18.204
Kebutuhan Bahan Bakar (kg/jam)	509,45
Harga	\$1,034,368.94



Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas Unit Pengolahan Air

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Pasokan listrik untuk pabrik produksi dimetil eter dari *syngas* berasal dari 2 sumber utama yaitu jaringan Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator yang juga berfungsi sebagai pembangkit listrik pada pabrik dimetil eter. Untuk menjaga kelancaran operasi serta mengantisipasi kemungkinan gangguan dari sumber listrik eksternal, pabrik dilengkapi generator yang dapat otomatis aktif saat pasokan listrik eksternal terhenti.

Generator ini menggunakan bahan bakar solar dan memiliki kapasitas yang memadai guna mendukung operasional pabrik secara penuh. Generator ini menggunakan solar dengan tingkat efisiensi kinerja sekitar 80%. Kapasitas tersebut dirancang melebihi kebutuhan listrik utama sebesar 1.785,35 kW sebagai *overdesign* sehingga keandalan sistem tetap terjaga dalam kondisi tersebut.

Tabel 5.20 Spesifikasi Generator

Parameter	Nilai
Fungsi Alat	Pembangkit listrik
Efisiensi	80 %
Kapasitas (kW)	1.785,35
Kebutuhan Bahan Bakar (kg/jam)	144,94
Harga	\$149,917.68

Kebutuhan listrik di pabrik diantaranya sebagai berikut :

- a. Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Proses

Tabel 5.21 Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Proses

No	Alat	Hp	Watt	kW
1.	Reflux Pump	15	11190	11,19
2.	Compressor-01	399,99	298280	298,28
3.	Compressor-02	349,98	260990	260,99
Total		764,987	570460	570,46

b. Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Utilitas

Tabel 5.22 Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Utilitas

No	Alat	Hp	Watt	kW
1.	Tangki Pencampur	0,75	559,275	0,559275
2.	Clarifier	2	1491,4	1,491
3.	Tangki Klorinasi	0,125	93,2125	0,0932125
4.	Cooling Tower	40	29828	29,82
5.	Blower	700	521990	521,99
6.	Kompresor udara Tekan	5	3728,5	3,73
7.	Pompa Utilitas-01	40	29828	29,82
8.	Pompa Utilitas-02	15	11185,5	11,18
9.	Pompa Utilitas-03	25	18642,5	18,64
10.	Pompa Utilitas-04	20	14914	14,91
11.	Pompa Utilitas-05	10	7457	7,45
12.	Pompa Utilitas-06	0,33	248,56	0,25
13.	Pompa Utilitas-07	0,08	62,14	0,06

14.	Pompa Utilitas-08	0,125	93,2125	0,0932125
15.	Pompa Utilitas-09	10	7457	7,45
16.	Pompa Utilitas-10	30	22371	22,37
17.	Pompa Utilitas-11	10	7457	7,45
18.	Pompa Utilitas-12	10	7457	7,45
19.	Pompa Utilitas-13	3	2237,1	2,23
20.	Pompa Utilitas-14	3	2237,1	2,23
21.	Pompa Utilitas-15	2	1491,4	1,49
22.	Pompa Utilitas-16	1	745,7	0,75
23.	Pompa Utilitas-17	0,75	559,27	0,56
24.	Pompa Utilitas-18	0,05	37,28	0,04
25.	Pompa Utilitas-19	0,05	37,28	0,04
Total		928,27	692.208,45	692,208

c. Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

Daya listrik untuk kebutuhan sistem penerangan diseluruh area pabrik diperkirakan mencapai 29.280 Watt atau setara dengan 29,28 kW.

Kebutuhan ini mencakup penyediaan penerangan di setiap bagian pabrik untuk memastikan aktivitas operasional dapat berlangsung dengan aman dan efisien.

d. Kebutuhan Listrik Kantor

Kebutuhan listrik untuk pendingin ruangan di area kantor diperkirakan sebesar 6,49 kW. Kebutuhan ini digunakan khusus untuk menjaga suhu ruangan tetap stabil sehingga mendukung kenyamanan dan produktivitas kerja.

Berdasarkan perincian kebutuhan listrik yang telah dijabarkan sebelumnya total daya listrik yang dibutuhkan untuk mengoperasikan seluruh unit di pabrik mencapai 1428,28 kW.

5.4 Unit Penyedia Udara Pendingin

Unit ini berfungsi untuk sebagai penggerak utama aliran udara pendingin dalam sistem. Udara pendingin tersebut dialirkan oleh blower menuju ke beberapa peralatan pendingin, yaitu *Condensor-01*, *Cooler-01*, dan *Cooler-02*. Pada sistem ini udara pendingin digunakan sebagai media untuk menyerap panas dari fluida atau peralatan proses, sehingga suhu operasi dapat dipertahankan dalam suhu operasi dapat dipertahankan dalam kisaran yang aman dan optimal. Udara pendingin dialirkan menggunakan blower dengan tekanan 1 atm dengan suhu 30 °C dan Udara pendingin ini dialirkan menuju tiga peralatan proses, yaitu *Condensor-01*, *Cooler-01*, dan *Cooler-02*, jumlah laju alir total udara pendingin adalah 4.469.411,82 L/jam.

Panas dari proses dipindahkan ke udara pendingin melalui mekanisme perpindahan panas. Udara pendingin tersebut tidak mengalami proses pendinginan proses pendinginan di unit ini melainkan berfungsi murni sebagai media pembawa panas (*heat removal medium*). Dengan demikian, keberadaan unit blower udara pendingin sangat penting dalam menjaga kestabilan suhu proses, mencegah *overheating*, dan melindungi peralatan dari kerusakan akibat temperatur berlebih .

Tabel 5.23 Spesifikasi Blower udara pendingin

Parameter	Nilai
Fungsi Alat	Mengalirkan udara pendingin menuju CD-01,CL-01, dan CL-02
Tipe	<i>Backward curve blade centrifugal blower</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Densitas Campuran (kg/L)	1,165
Kapasitas (ft ³ /mnt)	2066,078
Power (Hp)	700
Harga	\$16,062.61

5.5 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan berfungsi menghasilkan suplai udara bertekanan untuk menggerakkan berbagai instrumen kontrol dan peralatan *pneumatic* di pabrik Dimetil Eter dari *Syngas*. Udara ini digunakan untuk mengoperasikan *valve* dan aktuator, serta sistem kontrol otomatis lain yang membutuhkan tekanan stabil demi menjaga kelancaran dan kendala dalam proses. Total kebutuhan udara tekan terbagi untuk peralatan kontrol proses dan utilitas dengan jumlah total instrumen pengendali adalah 25 buah dengan kebutuhan udara tekan adalah 44,83 m³/jam.

Proses penyediaan udara tekan dimulai dari pengambilan udara lingkungan, yang kemudian di kompresi menggunakan kompresor hingga tekanan sekitar 5 atm. Udara hasil kompresi selanjutnya dialirkan menuju ke media pengering berupa tangki silika gel untuk menghilangkan kelembapan yang dapat merusak sistem pneumatik. Setelah kering, udara disimpan dalam tangki udara tekan yang berfungsi sebagai penyangga pasokan ke sistem kontrol tersedia secara kontinu tanpa bergantung langsung pada proses kompresi.

Tabel 5.24 Spesifikasi Kompresor

Parameter	Nilai
Fungsi Alat	Untuk menaikkan tekanan udara menjadi 5 atm
Jenis	Kompresor Sentrifugal
Laju alir volumetrik (m ³ /jam)	44,83
Suhu udara (°C)	30 °C
Tekanan udara masuk (atm)	1
Tekanan udara keluar (atm)	5
Material Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Power (Hp)	5
Harga	\$68,881.81

Tabel 5.25 Spesifikasi Tangki Silika Gel

Parameter	Nilai
Fungsi Alat	Menyerap uap air yang dibawa oleh udara tekan
Jenis	Tangki silinder vertikal
Tinggi (m)	1,81
Diameter (m)	1,81
Volume (m ³)	4,74
Material Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Harga	\$2,998.35

Tabel 5.26 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Udara Tekan

Parameter	Nilai
Fungsi Alat	Menampung udara tekan
Jenis	Tangki silinder horizontal
Panjang (m)	5,35
Diameter (m)	1,78

Volume (m ³)	13,42
Material Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$44,868.21

5.6 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar memastikan pasokan energi tetap tersedia untuk peralatan penting di pabrik dimetil eter berbahan baku *syngas*. Bahan bakar ini digunakan oleh generator sebagai sumber listrik dan boiler sebagai penghasil *steam*. Sistem ini menggunakan solar atau industrial diesel oil dengan konsumsi sekitar 53,341 L/hari, karena mampu memberikan waktu penyalaan yang singkat, efisien pembakaran yang tinggi, serta kestabilan kinerja meski terjadi perubahan suhu. Selain itu, bahan bakar ini menghasilkan emisi karbon hitam lebih rendah, sehingga lebih ramah terhadap sistem dan lingkungan.

Tabel 5.27 Konsumsi Bahan Bakar

Alat	Solar yang dibutuhkan (kg/jam)
Boiler	509,45
Generator	144,94
<i>Furnace-01</i>	428,47
Total	1082,87

Berikut adalah spesifikasi tangki penyimpanan yang menyimpan pasokan bahan bakar solar :

Tabel 5.28 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Bakar

Parameter	Nilai
Fungsi Alat	Menyimpan bahan bakar solar untuk kebutuhan generator, boiler, dan F-01

Jenis	Tangki silinder vertikal dengan <i>head torispherical</i> dan <i>flat bottom</i>
Tinggi (m)	14,89
Diameter (m)	9,93
Volume (m ³)	1.152,14
Material Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$116,325.28

5.7 Unit Pengolah Limbah

Unit pengolahan limbah (UPL) pada pabrik dimetil eter dari *syngas* dirancang untuk menangani aliran limbah dari hasil bawah separator serta aliran *bottom* dari menara distilasi. Kedua aliran tersebut memiliki kondisi operasi sekitar 50°C dan tekanan 1,98 atm. Pada aliran pertama yaitu hasil bawah dari separator mengandung komponen air, metanol dan dimetil eter, dan jejak CO₂. Dengan di dominasi oleh komposisi air dan dimetil eter.

Sementara itu, aliran dari bawah menara distilasi yang didominasi oleh air. Kedua aliran tersebut digabung dan kemudian dialirkan ke tangki penampung limbah cair. Setelah itu, limbah dipompa ke unit netralisasi dan stripping dimana senyawa mudah menguap seperti metanol dan dimetil eter dihilangkan melalui aerasi/*stripping* dan gas dialirkan ke *flare* atau *thermal oxidizer* untuk dibakar agar tidak mencemari udara.

Sedangkan cairan sisa diproses lebih lanjut melalui netralisasi pH, oksidasi kimia, dan pengolahan biologis (aerasi lumpur aktif) untuk menguraikan senyawa organik terlarut. Setelah tahap biologis, air limbah dialirkan ke *clarifier* untuk pemisahan lumpur, lalu ke filtrasi akhir untuk memastikan COD, BOD, dan kandungan organik sudah sesuai baku mutu.

Untuk limbah gas hasil atas menara distilasi limbah gas ini harus diolah dengan pembakaran atau oksidasi agar terurai jadi CO₂ dan uap air, sedangkan sisa metanol dan DME bisa diserap atau *direcovery* sehingga emisi aman dibuang ke lingkungan.

Proses ini memastikan bahwa konsentrasi polutan telah berada di bawah baku mutu air limbah industri sebelum dibuang ke saluran pembuangan. Seluruh rangkaian pengolahan ini dirancang untuk mematuhi regulasi lingkungan yang berlaku dan meminimalkan dampak negatif terhadap ekosistem serta keselamatan operasional pabrik.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi merupakan salah satu tahapan penting tahapan perancangan pabrik, termasuk pada perancangan pabrik dimetil eter dari *syngas*, yang bertujuan untuk menilai kelayakan ekonomi serta potensi keuntungan yang diperoleh dari pendirian pabrik. Tahapan ini memastikan bahwa pabrik yang dirancang dapat memberikan manfaat finansial dan memberikan manfaat ekonomi dalam jangka panjang. Proses evaluasi ekonomi melibatkan beberapa langkah analisis yang saling berkaitan. Salah satu komponen utama adalah penaksiran biaya peralatan, yang menjadi dasar dalam penyusunan perhitungan kebutuhan modal awal, estimasi laba bersih, perhitungan periode pengembalian modal, serta penentuan titik impas, yaitu saat total biaya produksi setara dengan pendapatan yang diterima. Melalui analisis tersebut dapat diperoleh gambaran menyeluruh mengenai kelayakan ekonomi. Beberapa aspek utama yang perlu ditelaah dalam evaluasi ini antara lain:

1. *Return On Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Discounted Cash Flow* (DCFRR)
4. *Break Event Point* (BEP)
5. *Shut Down Point* (SDP)

Untuk memperoleh hasil analisis yang lebih akurat, sebelum melakukan perhitungan terhadap kelima aspek tersebut terlebih dahulu dilakukan estimasi terhadap sejumlah komponen pendukung, yang meliputi:

1. Modal (*Capital investment*)

- a. Modal Tetap (*Fixed Capital Cost*)
- b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Produksi Tidak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran umum (*General Cost*)

6.1 Perkiraan Harga Alat

Harga peralatan proses dipengaruhi oleh kondisi ekonomi pada suatu periode, yang dapat berubah setiap tahun karena kenaikan atau penurunan harga di pasaran. Perubahan ini membuat harga sulit ditentukan secara pasti. Untuk memperkirakannya, digunakan acuan berupa indeks harga peralatan industri pada tahun terkait.

Pada studi ini, analisis harga dilakukan untuk tahun 2025 guna memprediksi biaya pembelian peralatan pada tahun pembangunan pabrik, yaitu 2030. Perhitungan harga peralatan dan kebutuhan pabrik lainnya dalam evaluasi ekonomi mengacu pada indeks harga yang berlaku. Dalam teknik kimia, indeks ini dikenal dengan nama *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Tabel 6. 1 *Chemical Engineering Plant Cost Index*

No	Tahun	Indeks (Yi)	No	Tahun	Indeks (Yi)
1.	1963	102,4	35.	1997	386,5
2.	1964	103,3	36.	1998	389,5
3.	1965	104,2	37.	1999	390,6

4.	1966	107,2	38.	2000	394,1
5.	1967	109,7	39.	2001	442,5
6.	1968	113,7	40.	2002	452
7.	1969	119	41.	2003	461,6
8.	1970	125,7	42.	2004	471,1
9.	1971	132,3	43.	2005	480,6
10.	1972	137,2	44.	2006	490,1
11.	1973	144,1	45.	2007	499,6
12.	1974	165,4	46.	2008	509,2
13.	1975	182,4	47.	2009	518,7
14.	1976	192,1	48.	2010	528,2
15.	1977	204,1	49.	2011	537,7
16.	1978	218,8	50.	2012	547,3
17.	1979	238,7	51.	2013	556,8
18.	1980	261,2	52.	2014	567,3
19.	1981	297	53.	2015	575,8
20.	1982	314	54.	2016	585,3
21.	1983	317	55.	2017	594,9
22.	1984	322,7	56.	2018	604,4
23.	1985	325,3	57.	2019	613,9
24.	1986	318,4	58.	2020	623,4
25.	1987	323,8	59.	2021	632,9
26.	1988	342,5	60.	2022	642,5
27.	1989	355,4	61.	2023	625
28.	1990	357,6	62.	2024	661,5
29.	1991	361,3	63.	2025	671
30.	1992	358,2	64.	2026	680,5
31.	1993	259,2	65.	2027	690,1
32.	1994	368,1	66.	2028	699,6
33.	1995	381,1	67.	2029	709,1
34.	1996	381,7	68.	2030	719,6

Dalam memperkirakan biaya peralatan, terdapat dua pendekatan yang bisa digunakan. Salah satunya adalah menghitung harga peralatan pada tahun pembangunan pabrik dengan mengacu pada harga referensi di tahun tertentu, kemudian mengalikannya dengan perbandingan indeks harga. Metode ini pertama kali diperkenalkan oleh Aries dan Newton pada tahun 1955, yang dirumuskan dalam persamaan sebagai berikut:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

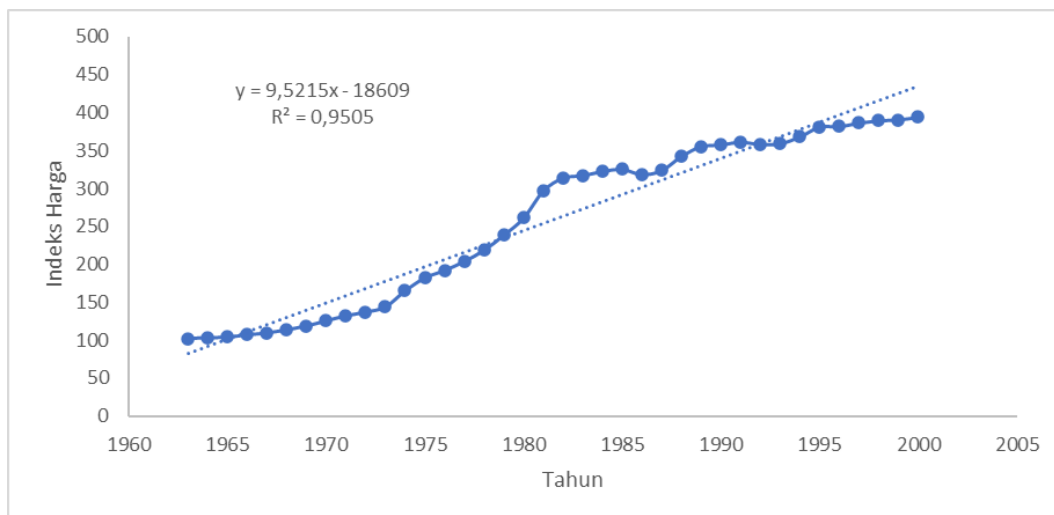
Dimana :

Ex : Harga peralatan pada tahun rencana pembangunan pabrik (2030)

Ey : Harga peralatan pada tahun acuan (2014)

Nx : Indeks harga pada tahun 2030

Ny : Indeks harga pada tahun 2014



Gambar 6.1 Grafik kenaikan Indeks Harga

Berdasarkan hasil analisis data yang divisualisasikan dalam bentuk grafik, diperoleh persamaan regresi linear $y = 9,5215x - 18609$. Melalui persamaan tersebut, nilai *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) pada tahun acuan 2014 tercatat sebesar 567,3, sedangkan untuk tahun perancangan 2030 diperkirakan mencapai 719,6. Dengan menggunakan nilai indeks ini, dapat dilakukan perhitungan untuk menentukan harga peralatan proses maupun peralatan utilitas yang diperlukan. Berikut adalah rincian harga alat proses dan alat utilitas:

Tabel 6.2 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Ex (Harga Tahun 2030)
Tangki Syngas	T-01	5	\$2,677,101.35
Tangki Dimetil Eter	T-02	5	\$1,593,145.36
<i>Expansion Valve-01</i>	EV-01	1	\$1,800
<i>Expansion Valve-02</i>	EV-02	1	\$1,450
<i>Expansion Valve-03</i>	EV-03	1	\$100
<i>Condensor-01</i>	CD-01	1	\$31,200
<i>Cooler-01</i>	CL-01	1	\$14,700
<i>Condensor-02</i>	CD-02	1	\$20,500
<i>Cooler-02</i>	CL-02	1	\$11,300
<i>Furnance-01</i>	F-01	1	\$82,600
<i>Compressor-01</i>	CP-01	1	\$978,600
<i>Compressor-02</i>	CP-02	1	\$1,053,500
Reaktor	R-01	1	\$437,600
Separator	S-01	1	\$27,200
Menara Distilasi	MD-01	1	\$129,200
<i>Condensor-03</i>	CD-03	1	\$112,900
Reboiler	RB-01	1	\$53,700
Separator	S-02	1	\$33,400
<i>Reflux Pump-01</i>	P-01	1	\$9,800
Total			\$7,269,796.71

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Ex (Harga Tahun 2030)
<i>Cooling Tower</i>	CT-01	1	\$722,561.38
<i>Boiler</i>	BL-01	1	\$1,034,368.94
<i>Screening</i>	SC-01	1	\$12,431.71
Bak Pengendap	BU-01	1	\$144,897
Tangki Pencampur	TU-01	1	\$82,328.36
<i>Clarifier</i>	CF-01	1	\$32,124.15
<i>Sand Filter</i>	BU-02	1	\$18,161
Bak Penampung Sementara	BU-03	1	\$19,857
Tangki Klorinasi	TU-02	1	\$48,712
Tangki Air <i>Service</i>	TU-03	1	\$113,534.49
Tangki Air Domestik	TU-04	1	\$92,730.40
<i>Hot Basin</i>	BU-04	1	\$30,150
<i>Cold Basin</i>	BU-05	1	\$30,150
Tangki HCl	TU-05	1	\$62,665.96
Tangki NaOH	TU-05	1	\$78,395.88
Tangki Kation	KE-01	1	\$10,708.41
Tangki Anion	AE-01	1	\$10,708.41
Bak Air Demineralisasi	BU-06	1	\$32,622
<i>Deaerator</i>	DE-01	1	\$26,771.01
<i>Compressor</i> Udara Tekan	CPU-01	1	\$68,881.82
Tangki <i>Silica Gel</i>	TU-07	1	\$2,998.35
Tangki Penyimpanan Udara Tekan	TU-08	1	\$44,868.22
<i>Blower</i>	B-01	1	\$16,062.61
<i>Generator</i>	G-01	1	\$149,917.68

Tangki Bahan Bakar	TU-09	1	\$116,325.28
Pompa	PU-01	1	\$11,416.88
	PU-02	1	\$10,021.48
	PU-03	1	\$10,021.48
	PU-04	1	\$10,021.48
	PU-05	1	\$10,021.48
	PU-06	1	\$1,268.54
	PU-07	1	\$1,014.83
	PU-08	1	\$887.98
	PU-09	1	\$10,021.48
	PU-10	1	\$10,021.48
	PU-11	1	\$10,021.48
	PU-12	1	\$10,021.48
	PU-13	1	\$4,947.31
	PU-14	1	\$4,947.31
	PU-15	1	\$4,947.31
	PU-16	1	\$4,947.31
	PU-17	1	\$2,283.38
	PU-18	1	\$253.71
	PU-19	1	\$253.71
Total			\$3,120,272.15

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi : 110.000 Ton/tahun

Pabrik Beroperasi : 330 hari kerja

Umur Alat : 10 Tahun

Kurs Mata Uang : 1\$ = Rp 16.352 (Diakses 6 Agustus 2025)

Tahun Pabrik Didirikan : 2030

UMR Kabupaten Muara Enim : Rp. 4.137.103,55/Bulan (Tahun 2030)

6.3 Komponen Biaya

6.3.1 Modal (*Capital Invesment*)

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment merupakan bagian dari modal industri yang digunakan untuk membiayai pengadaan aset tetap yang memiliki umur ekonomis panjang dan digunakan secara berkelanjutan dalam proses operasional pabrik. Aset tetap tersebut meliputi bangunan, peralatan, proses instalasi pendukung, dan infrastruktur lain yang bersifat tidak bergerak. Investasi ini berifat jangka panjang dan menjadi komponen utama dalam menentukan besarnya kebutuhan modal awal pendirian pabrik. *Fixed Capital Investment* mencakup biaya pembangunan pabrik (*Physical plant cost*) serta biaya langsung terkait dengan pendirian pabrik (*Direct plant cost*).

Tabel 6.4 *Physical Plant Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rupiah)
<i>Purchased Equipment Cost</i>	7,393,868.86	120.904.543.567,57
<i>Installation Cost</i>	6,420,092.37	104.981.350.505,80
Pemipaan	6,358,727.22	103.977.907.468,11
Instrumentasi	1,109,080.33	18.135.681.535,14
<i>Insulation</i>	591,509.51	9.672.363.485,41
<i>Electrical</i>	887,264.26	14.508.545.228,11

<i>Building</i>	8,312,055.09	135.918.724.774,06
<i>Land and Yard Improvement</i>	3,101,053.54	50.708.427.448,41
Total	34,173,651.17	558.807.544.012,60

Tabel 6.5 *Direct Plant Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rupiah)
<i>Engineering and Construction</i>	6,834,730.24	111.761.508.802,52
<i>Physical Plant Cost</i>	34,173,651.17	558.807.544.012,60
Total	41,008,381.41	670.569.052.815,11

Tabel 6.6 *Fixed Capital Investment*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rupiah)
<i>Physical Plant Cost</i>	34,173,651.17	558.807.544.012,60
<i>Direct Plant Cost</i>	41,008,381.41	670.569.052.815,11
<i>Contractor Fee</i>	1,640,335.26	26.822.762.112,60
<i>Contingency</i>	6,151,257.21	100.585.357.922,27
Total	82,973,625.05	1.356.784.716.862,58

2. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah bagian dari modal industri yang dialokasikan untuk membiayai kebutuhan operasional jangka pendek pabrik. Modal ini mencakup pengadaan bahan baku, pembayaran upah tenaga kerja, biaya utilitas, serta pemeliharaan persediaan produk. Karakteristiknya bersifat berputar (*Circulating Capital*) dimana dan digunakan akan kembali melalui penjualan produk dan kemudian dipergunakan kembali dalam siklus produksi berikutnya. Peran

Working Capital Investment sangat penting untuk memastikan kelancaran proses produksi dan stabilitas arus kas perusahaan.

Berdasarkan perbandingan alokasi modal industri, komposisi modal tetap (*fixed capital*) ditetapkan sebesar 90%, sedangkan modal kerja (*working capital*) dialokasikan sebesar 10% dari total kebutuhan modal (Aries & Newton, 1955 hal 1).

$$\text{Working Capital Investment} = \frac{\% \text{Working Capital}}{\% \text{Fixed Capital}} \times \text{Fixed Capital Cost}$$

$$\text{Working Capital Investment} = \$ 9,219,291.67$$

Tabel 6.7 Total *Capital Investment*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rupiah)
<i>Fixed Capital Investment</i>	82,973,625.05	1.356.784.716.862,58
<i>Working Capital Investment</i>	9,219,291.67	150.753.857.429,18
Total	92,192,916.73	1.507.538.574.291,76

6.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost adalah seluruh pengeluaran yang diperlukan untuk mengubah bahan baku menjadi produk jadi hingga siap dipasarkan. Biaya ini mencakup seluruh aktivitas di dalam fasilitas produksi, baik yang bersifat langsung terikat dengan proses pembuatan maupun yang sifatnya mendukung. Komponen biaya ini merupakan akumulasi dari *direct manufacturing cost*, *indirect manufacturing cost*, dan *fixed manufacturing cost*.

Tabel 6.8 *Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rupiah)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	122,705,542.67	2.006.481.033.768,75
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	7,587,512.63	124.071.006.546,50
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	8,297,362.51	135.678.471.686,26
Total	138,590,417.81	2.266.230.512.001,50

1. *Direct Manufacturing Cost*

Direct manufacturing cost adalah seluruh biaya yang terikat langsung dengan proses produksi suatu produk di pabrik, mencakup pengeluaran untuk bahan baku utama, tenaga kerja yang terlibat langsung dalam produksi, dan biaya operasional peralatan produksi.

Tabel 6.9 *Direct Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rupiah)
<i>Raw Material Cost</i>	106,585,915.9	1.742.892.897.371,07
<i>Labor Cost</i>	1,314,848.34	21.500.400.000
<i>Supervision Cost</i>	131,484.83	2.150.040.000
<i>Maintenance Cost</i>	4,978,417.50	81.407.083.011,75
<i>Plant Supplies Cost</i>	746,762.63	12.211.062.451,76
<i>Royalties and Patent Cost</i>	2,046,000	33.456.192.000
<i>Utilities Cost</i>	6,902,113.44	112.863.358.934,16
Total	122,705,542.67	2.006.481.033.768,75

2. *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect manufacturing cost adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan produksi, namun tidak berhubungan langsung dengan pembuatan produk. *Indirect manufacturing cost* meliputi:

Tabel 6.10 *Indirect Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rupiah)
<i>Payroll Overhead Cost</i>	197,227.25	3.225.060.000
<i>Laboratory Cost</i>	131,484.83	2.150.040.000
<i>Plant Overhead Cost</i>	657,424.17	107.520.200.000
<i>Packing Cost</i>	5,274,530.03	86.249.114.993,96
<i>Shipping Cost</i>	1,326,846.35	21.696.591.552,54
Total	7,587,512.63	124.071.006.546,50

3. *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed Manufacturing Cost adalah biaya tetap yang tidak terpengaruh oleh jumlah produksi maupun lamanya waktu operasional. Pengeluaran ini meliputi depresiasi, pajak, dan asuransi yang tetap dibayarkan baik ketika pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi.

Tabel 6.11 *Fixed Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rupiah)
<i>Depreciation</i>	6,637,890.00	108.542.777.349,01
<i>Property Taxes</i>	829,736.25	13.567.847.168,63
<i>Insurance</i>	829,736.25	13.567.847.168,63
Total Fixed Manufacturing Cost	8,297,362.51	135.678.471.686,26

6.3.3 **Pengeluaran Umum (*General Expenses*)**

General expenses adalah biaya yang diperlukan untuk mendukung kegiatan operasional perusahaan secara keseluruhan, namun tidak dapat dikaitkan langsung dengan proses produksi maupun penjualan.

Tabel 6.12 *General Expenses*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rupiah)
<i>Administration</i>	4,157,712.53	67.986.915.360,05
<i>Sales</i>	6,929,520.89	113.311.525.600,08
<i>Research</i>	4,850,664.62	79.318.067.920,05
<i>Finance</i>	1,659,472.50	27.135.694.337,25
Total General expenses Cost	17,597,370.55	287.752.203.217,42

Tabel 6.13 *Total Production Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rupiah)
<i>Total Manufacturing Cost</i>	138,590,417.81	2.266.230.512.001,50
<i>Total General Expenses Cost</i>	17,597,370.55	287.752.203.217,42
Total Production Cost	156,187,788.36	2.553.982.715.218,93

6.4 Analisis Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan : Rp 2.886.000.468.197,39

Total *Production Cost* : Rp 2.553.982.715.218,93

Keuntungan Sebelum Pajak : Total Penjualan - *Total Production Cost*

: Rp 332.017.752.978,46

b. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak keuntungan : 3%-5% dari keuntungan (Aries & Newton, 1955, hal.190)

Pajak : Rp 16.600.887.648,92

Keuntungan Setelah Pajak : Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak
: Rp 315.416.865.329,54

6.5 Analisis Kelayakan

Analisis kelayakan merupakan kajian menyeluruh yang menilai potensi keuntungan pabrik untuk mencapai laba optimal. Kajian ini juga mengukur besarnya profit yang dapat dihasilkan sebagai dasar penentuan layak atau tidaknya pembangunan dan pengoperasian pabrik dari sisi ekonomi.

a. *Return on Investment (ROI)*

Return on Investment (ROI) adalah persentase laba tahunan terhadap modal tetap yang digunakan untuk menunjukkan seberapa cepat investasi dapat kembali. Indikator ini menjadi tolak ukur penting dalam menilai kelayakan suatu proyek, khususnya di industri kimia. Nilai ROI yang dianggap layak bergantung pada tingkat resiko usaha, dengan batas minimum sebelum pajak sebesar 11% untuk kategori resiko rendah (*low risk*), sedangkan untuk resiko tinggi (*high risk*) dapat mencapai 44% (Aries & Newton, 1955).

ROI dapat dihitung dengan menggunakan persamaan Aries & Newton, halaman 193 sebagai berikut:

$$ROI\% = \frac{Profit}{I_F} \times 100\%$$

Dimana:

I_F : *Fixed Capital Investment*

Dari hasil perhitungan, diperoleh:

- ROI sebelum pajak : 24,47%
- ROI setelah pajak : 23,25%

b. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah waktu yang dibutuhkan agar modal awal suatu proyek kembali dari keuntungan yang dihasilkan, biasanya dinyatakan dalam tahun. Semakin pendek POT, semakin cepat modal kembali dan proyek dianggap lebih aman secara finansial. Berdasarkan literatur Aries & Newton, proyek pabrik kimia dengan resiko rendah sebaiknya memiliki POT maksimal 5 tahun. Untuk pabrik dengan resiko tinggi, nilai POT maksimum yang dianjurkan adalah 2 tahun. Nilai POT dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

- POT Sebelum Pajak

$$POT = \frac{I_F}{(ProfitBeforeTaxes + 0,1I_F)} \times 100\%$$

$$POT = 2,90 \text{ Tahun}$$

- POT Setelah Pajak

$$POT = \frac{I_F}{(ProfitAfterTaxes + 0,1I_F)} \times 100\%$$

$$POT = 3,01 \text{ Tahun}$$

Berdasarkan hasil perhitungan, pabrik dimetil eter dari *syngas* termasuk pabrik yang *low risk*, sehingga proyek dinyatakan layak secara ekonomis.

c. Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah kondisi dimana suatu pabrik mencapai titik impas, tidak mengalami keuntungan maupun kerugian karena total pendapatan sama dengan total biaya. Jika pabrik beroperasi di bawah BEP maka akan mengalami kerugian, sedangkan jika beroperasi di atas BEP pabrik akan mengalami keuntungan. Umumnya, BEP berada di kisaran 40-60% dari total kapasitas produksi maksimum. Nilai BEP dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

Dimana:

Fa : *Annual Fixed manufacturing cost*

Ra : *Annual Regulated cost*

Va : *Annual Variable cost*

Sa : *Annual Sales price*

- *Fixed manufacturing cost* (Fa) merupakan biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun, terlepas dari pabrik sedang memproduksi atau tidak
- *Variable cost* (Va) adalah biaya tahunan yang besarnya bergantung pada total kapasitas produksi.
- *Regulated cost* (Ra) adalah biaya tahunan yang proporsional dengan total kapasitas produksi.

Tabel 6.14 *Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	108.542.777.349,01
<i>Property Taxes</i>	13.567.847.168,63
<i>Insurance</i>	13.567.847.168,63
Total	135.678.471.686,26

Tabel 6.15 *Annual Regulated Cost (Ra)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Labor Cost</i>	21.500.400.000
<i>Plant Overhead</i>	107.520.200.000
<i>Supervision</i>	2.150.040.000
<i>Laboratory</i>	2.150.040.000
<i>General Expenses</i>	287.752.203.217,42
<i>Maintenance</i>	81.407.083.011,75
<i>Plant Supplies</i>	12.211.062.451,76
<i>Payroll Overhead</i>	3.225.060.000
Total	421.146.088.680,94

Tabel 6.16 *Annual Variable Cost (Va)*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Raw Material</i>	1.742.892.897.371,07
<i>Packing</i>	86.249.114.993,96
<i>Shipping</i>	21.696.591.552,54
<i>Utilities</i>	112.863.358.934,16
<i>Royalty and Patent</i>	33.456.192.000
Total	1.997.158.154.851,73

Tabel 6.17 *Annual Sales Value* (Sa)

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Annual Sales</i>	2.886.000.468.197,39
Total	2.886.000.468.197,39

Berdasarkan perhitungan menggunakan data dari tabel di atas, diperoleh nilai BEP sebesar 44,11%, yang masih berada dalam rentang ideal 40-60% untuk pabrik kimia. Hal ini menunjukkan pabrik mampu menutupi biaya operasional dan fleksibel terhadap fluktuasi permintaan.

d. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point adalah kondisi saat pendapatan hanya cukup menutup biaya variabel saja, tetapi belum bisa menutup biaya tetap (*fixed cost*) sehingga pabrik tetap rugi.

$$\text{Shut Down Point} = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

$$\text{Shut Down Point (SDP)} = 21,27\%$$

e. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR)

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah metode penilaian kelayakan proyek yang menghitung pengembalian dengan memperhitungkan *time value of money*, dimana semua arus kas masa depan dikonversi ke nilai saat ini. DCFRR dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$(FC + WC)(1 + i)^n = CF \sum_{n=0}^{n=n-1} (1 + i)^n + WC + SV$$

$$R = S$$

Keterangan :

Umur pabrik (n)	: 10 tahun
Fixed Capital Investment (FC)	: Rp 1.356.784.716.862,58
Working Capital (WC)	: Rp 150.753.857.429,18
Salvage Value (SV)	: Rp 135.678.471.686,26
Cash Flow (CF)	: Rp 451.095.337.015,80
DCFRR	: 27,80%

Sebagai acuan, digunakan nilai 1,5 kali suku bunga acuan Bank Indonesia (BI-*Rate*). Berdasarkan informasi dari situs resmi Bank Indonesia dan hasil Rapat Dewan Gubernur BI pada 15-16 Juli 2025, suku bunga ditetapkan sebesar 5,25%. Maka:

$$\text{DCFRR minimum} = 7,88\%$$

$$\text{DCFRR} > \text{DCFRR minimum}$$

Hasil perhitungan trial and error menunjukkan DCFRR sebesar 27,80% jauh di atas nilai minimum yang disyaratkan yaitu 7,88% (memenuhi syarat).

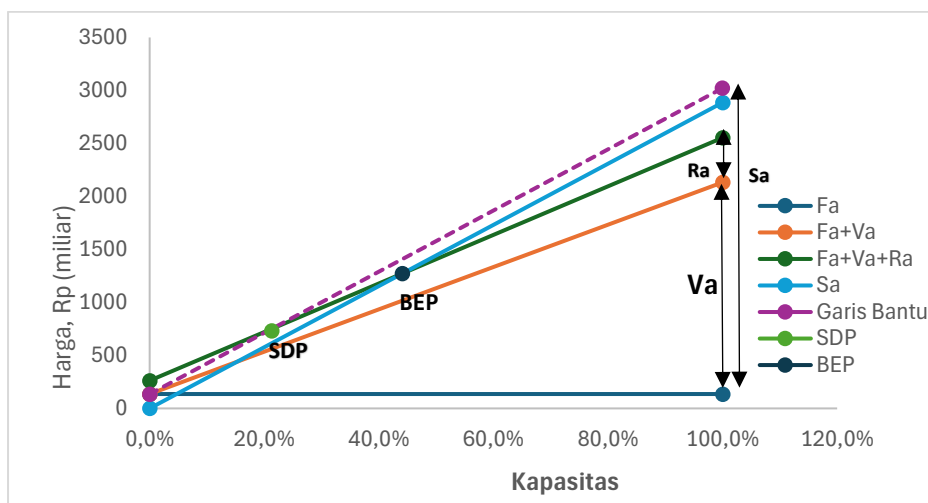
6.6 Analisa Resiko Pabrik

Pabrik dimetil eter yang menggunakan *syngas* sebagai bahan baku dengan kapasitas produksi 110.000 ton/tahun dapat dikategorikan memiliki resiko rendah (*low risk*). Klasifikasi ini didasarkan pada kondisi operasional pabrik dan sifat bahan baku yang digunakan. Selain itu, beberapa parameter juga digunakan antara lain:

Tabel 6.18 Parameter Penentuan Analisa Resiko

No	Parameter	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1.	Kondisi Operasi	Berjalan pada Suhu 280 °C		✓
		Tekanan 39,48 atm		✓
2.	Karakteristik Bahan Baku	<i>Syngas</i>		✓
		Katalis CuO/ZnO/Al ₂ O ₃ γ -Al ₂ O ₃	✓	
3.	Karakteristik Produk	Dimetil Eter	✓	
4.	Regulasi Pemerintah	Limbah yang dihasilkan	✓	
5.	Lokasi Pabrik	Kabupaten Muara Enim, Sumatera Selatan	✓	

Berdasarkan Tabel parameter penentuan analisa resiko, dapat disimpulkan bahwa perancangan pabrik dimetil eter dari *syngas* ini tergolong memiliki resiko rendah (*low risk*). Selain itu, berdasarkan perhitungan analisa ekonomi, diperoleh grafik hasil analisa ekonomi sebagai berikut:



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

Tabel 6.19 Analisis Evaluasi Ekonomi

Parameter	Perhitungan	Persyaratan	Keterangan
ROI	Sebelum Pajak: 24,47% Setelah Pajak: 23,25%	<i>Industrial Chemical</i> minimal 11% (<i>low risk</i>)	Memenuhi
POT	Sebelum Pajak: 2,90 tahun Setelah Pajak: 3,01 tahun	<i>Industrial Chemical</i> maksimal 5 tahun	Memenuhi
BEP	44,11%	40%-60%	Memenuhi
SDP	21,27%	-	Memenuhi
DCFRR	27,80%	1,5 x suku bunga <i>BI-Rate</i> (DCFRR>7,88%)	Memenuhi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil rancangan pabrik Dimetil Eter dari *Syngas* berkapasitas 110.000 ton per tahun, baik dari sisi teknis maupun ekonomian, diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

- a) Pembangunan pabrik Dimetil Eter bertujuan menekan ketergantungan terhadap produk impor serta menjaga kestabilan pasokan domestik. Selain itu, keberadaan pabrik ini mendukung pemenuhan kebutuhan industri dalam negeri dan dapat mengurangi defisit akibat aktivitas impor.
- b) Lokasi pabrik dipilih di wilayah Tanjung Raja, Kecamatan Muara Enim, Kabupaten Muara Enim, Sumatera Selatan, dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku yang memadai serta aspek seperti, ketersediaan utilitas, kelancaran transportasi, infrastruktur pendukung, tenaga kerja lokal.
- c) Dari segi evaluasi ekonomi dan analisis kelayakan, pendirian pabrik ini dinyatakan layak berdasarkan sejumlah parameter berikut:

1. *Return on Investment* (ROI)

- a. ROI sebelum pajak : 24,47%
- b. ROI setelah pajak : 23,25%

2. *Pay Out Time* (POT)

- a. POT sebelum pajak : 2,90 tahun
- b. POT setelah pajak : 3,01 tahun

3. *Break Even Point* (BEP) : 44,11%
4. *Shut Down Point* (SDP) : 21,27%
5. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) : 27,80%

d) Dengan mempertimbangkan parameter kelayakan yang telah dijelaskan, dapat disimpulkan bahwa rencana pendirian pabrik Dimetil Eter dari Syngas berkapasitas 110.000 ton per tahun layak untuk dilakukan kajian lebih mendalam, baik dari sisi teknis, ekonomi, maupun lingkungan.

7.2 Saran

- a. Sebelum pendirian pabrik, penting dilakukan analisis mendalam mengenai kebutuhan pasar dan potensi penyerapan produk dimetil eter, sehingga kapasitas produksi yang dirancang tidak hanya sesuai dengan permintaan domestik, tetapi juga berpeluang untuk menembus pasar ekspor serta memberikan keuntungan jangka panjang.
- b. Pabrik harus dirancang dengan mempertimbangkan ketersediaan sumber daya pendukung seperti listrik, air, dan uap, serta akses infrastruktur transportasi yang memadai, agar proses produksi dapat berlangsung secara kontinu dengan biaya operasional yang efisien.
- c. Penggunaan teknologi yang hemat energi dan minim limbah menjadi aspek yang perlu diutamakan, karena hal ini dapat mendukung keberlanjutan produksi, mengurangi beban pencemaran lingkungan, dan menjaga kepatuhan terhadap regulasi lingkungan yang berlaku.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D. (1955). Chemical Engineering Cost Estimation. McGraw-Hill Handbook Company: New York
- Azizi, Z., Rezaeimanesh, M., Tohidian, T., & Rahimpour, M. R. (2014). Dimethyl ether: A review of technologies and production challenges. In *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* (Vol. 82, pp. 150–172). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2014.06.007>
- Badan Pusat Statistik. (2023). Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia Ekspor dan Impor, 2019-2023. Jakarta: Penerbit Sub Direktorat Publikasi dan Kompilasi Statistik, Badan Pusat Statistik.
- Bank Indonesia. (2025). BI-Rate Turun 25 BPS Menjadi 5,25%: Mempertahankan Stabilitas, Mendorong Pertumbuhan Ekonomi. Diakses dari: https://www.bi.go.id/id/publikasi/ruang-media/news-release/Pages/sp_2715325.aspx
- Brown, G.G. (1978). Unit Operations. John Wiley and Sons Inc:New York
- Chemical Engineering. (2002). Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI). Diakses dari: https://www.chemengonline.com/Assets/File/CEPCI_1_01-2002.pdf
- Chen, Y., Zhang, Q., Li, M., Yuan, M., Wu, D., & Qian, X. (2019). Experimental study on explosion characteristics of DME-blended LPG mixtures in a closed vessel. *Fuel*, 248, 232–240. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.03.091>
- Coulson dan Richardson. (2005). Chemical Engineering Volume 6 4th Edition. Elsevier: Oxford.
- Dadgar, F., Myrstad, R., Pfeifer, P., Holmen, A., & Venvik, H. J. (2016). Direct dimethyl ether *synthesis* from *synthesis* gas: The influence of methanol dehydration on methanol *synthesis* reaction. *Catalysis Today*, 270, 76–84. <https://doi.org/10.1016/j.cattod.2015.09.024>

- DataMineIntelligence. (2021). Dimethyl Ether Market – Growth, Trends, and Forecasts (2021–2028). Diakses dari <https://www.datamintelligence.com/research-report/dimethyl-ether-market>
- Geankoplis, C. (1993). Transport Processes and Unit Opration 3rd Edition. New Jersey: Prentice Hall.
- Green Car Congress. (2006). China to Support Development of Dimethyl Ether as Diesel Alternative. Diakses dari https://www.greencarcongress.com/2006/07/china_to_suppor.html
- Katadata. (2022). Bukit Asam olah 6 juta ton batu bara jadi DME untuk kurangi impor gas. Diakses dari: <https://katadata.co.id/ekonomi-hijau/energi-baru/63204cc753d21/bukit-asam-olah-6-juta-ton-batu-bara-jadi-dme-untuk-kurangi-impor-gas>
- Kern, D.Q. (1965). Process Heat Transfer. McGraw-Hill International Edition: Auckldan.
- Ludwig, E. E. (1997). Apllied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol. 2 3rd Edition. Gulf: Texas
- Lu, W. Z., Teng, L. H., & Xiao, W. De. (2004). Simulation and experiment study of dimethyl ether synthesis from syngas in a fluidized-bed reactor. *Chemical Engineering Science*, 59(22–23), 5455–5464. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2004.07.031>
- Market.us. (2023). Dimethyl Ether Market Report. Diakses dari <https://www.news.market.us/dimethyl-ether-market-news/>
- Ningxia,S. (2006). Typical Plant Performance TOYO DME TECHNOLOGY Substitute for LPG and Diesel Client Location Capacity (tons/year) Start-up Commercially Proven Process. <http://www.toyo-eng.co.jp>
- Nizam, N. A. S. K., Razak, N. A. A., Othman, N. H., Shayuti, M. S. M., Marpani, F., Alias, N. H., Shahrudin, M. Z., Kian, S. W., & Kadir Khan, F. (2023). Prospect of Direct Dimethyl Ether Production from CO₂: Reactor Design

- Development. *Malaysian Journal of Fundamental and Applied Sciences*, 19(2), 280–298. <https://doi.org/10.11113/mjfas.v19n2.2841>
- Olah, G. A., Goeppert, A., & Prakash, G. K. S. (2009). Chemical recycling of carbon dioxide to methanol and dimethyl ether: From greenhouse gas to renewable, environmentally carbon neutral fuels and synthetic hydrocarbons. In *Journal of Organic Chemistry* (Vol. 74, Issue 2, pp. 487–498). <https://doi.org/10.1021/jo801260f>
- Perry, R.H. dan Green, D. (1999). *Perry's Chemical Engineers Handbook*, 7th Edition. McGraw-Hill Book Company: New York
- Peters, M. S. dan Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design dan Economic for Chemical Engineering*, 4 th Edition. McGraw-Hill Book Company: New York
- Polsen, C., Narataruksa, P., Hunpinyo, P., & Prapainainar, C. (2020). Simulation of single-step dimethyl ether synthesis from syngas. *Energy Reports*, 6, 516–520. <https://doi.org/10.1016/j.egy.2019.11.112>
- Powell, S.P.(1954). *Water Conditioning for Industry*. McGraw-Hill Book Company: New York
- Raoof, F., Taghizadeh, M., Eliassi, A., & Yaripour, F. (2008). Effects of temperature and feed composition on catalytic dehydration of methanol to dimethyl ether over γ -alumina. *Fuel*, 87(13–14), 2967–2971. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2008.03.025>
- Semelsberger, T. A., Borup, R. L., & Greene, H. L. (2006). Dimethyl ether (DME) as an alternative fuel. *Journal of Power Sources*, 156(2), 497–511. <https://doi.org/10.1016/j.jpowsour.2005.05.082>
- Shim, H. M., Lee, J., Yoo, Y. D., Seung Yun, Y., & Kim, H. T. (2009). Simulation of DME synthesis from coal syngas by kinetics model. In *Korean J. Chem. Eng* (Vol. 26, Issue 3).
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott M. (1997). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* 6ed, McGraw-Hill, Int.ed: New York.

- Sinnott, R. K. (2005). Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4th Edition, Volume 6. Butterworth – Heinemann: Oxford.
- Soltic, P., Hilfiker, T., Wright, Y., Hardy, G., Fröhlich, B., & Klein, D. (2024). The potential of dimethyl ether (DME) to meet current and future emissions standards in heavy-duty compression-ignition engines. *Fuel*, 355. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2023.129357>
- Woolcock, P. J., & Brown, R. C. (2013). A review of cleaning technologies for biomass-derived syngas. In *Biomass and Bioenergy* (Vol. 52, pp. 54–84). <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2013.02.036>
- Yaws, C.L. (1999). Chemical Properties Handbook. McGraw-Hill Handbooks: New York
- Zamani. (1998). Manajemen. Jakarta: Badan Penerbit IPWI.

LAMPIRAN A. PERHITUNGAN REAKTOR

PERHITUNGAN REAKTOR

Kode : R-01

Fungsi : Tempat berlangsung nya reaksi terjadinya pembentukan
dimetil eter dari CO dan H₂

Katalis : CuO/ZnO/Al₂O₃γ-Alumina

Jenis : *Fixed Bed Multitube Reactor*

Kondisi Operasi : Suhu : 280 °C

Tekanan : 39,48 atm

Reaksi : Eksotermis

Tujuan:

1. Menentukan Jenis Reaktor
2. Menghitung Neraca Massa
3. Menyusun Persamaan Laju Reaksi Keseluruhan
4. Perancangan Reaktor

Langkah Perancangan

1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor jenis *fixed bed multitubes* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Zat pereaksi berada dalam fase gas, sementara katalis yang digunakan berbentuk padat.

- Reaksi yang berlangsung bersifat sangat eksoterm, sehingga dibutuhkan area perpindahan panas yang luas untuk memastikan pendinginan berlangsung secara optimal.
- Tidak perlu dilakukan pemisahan antara katalis dan gas hasil reaksi setelah keluar dari reaktor.
- Katalis memiliki masa pakai yang cukup lama, yakni sekitar 12 hingga 15 bulan.
- Hanya memerlukan sedikit peralatan pendukung.
- Reaktor *fixed bed* dengan desain *multitube* memiliki struktur yang lebih sederhana dibandingkan reaktor *fluidized bed*, sehingga biaya pembangunan, operasional, dan pemeliharaannya cenderung lebih rendah.
- Pengaturan suhu lebih mudah dilakukan karena menggunakan sistem *shell and tube*.

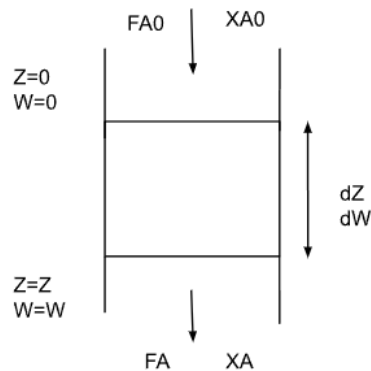
2. Menghitung Neraca Massa

Arus masuk reaktor *fixed bed multitube*

Tabel Lampiran 1. 1 Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Kode	Laju Molar	Laju Massa	Yi
		kmol/jam	kg/jam	
Karbon Monoksida	A	729,691	20.438,951	0,333
Hidrogen	B	1.459,383	2.941,941	0,667
Karbon Dioksida	C	0,000	0,000	0,000
Air	W	0,000	0,000	0,000
Metanol	D	0,000	0,000	0,000
Dimetil Eter	E	0,000	0,000	0,000
Total		2189,074	23.380,892	1,000

3. Menyusun Persamaan Laju Reaksi Keseluruhan



Gambar Lampiran 1. 1 Perubahan Konversi tiap Satuan *Tube*

- a. Neraca massa komponen pada elemen volume untuk semua tube pada kondisi *steady state*:

Laju input - laju output - laju reaksi = laju akumulasi

Pada keadaan *steady state* laju akumulasi = 0

$$F_A|_{W=0} - F_A|_{W=W} - (-r_A)\Delta W = 0$$

$$\lim_{\Delta W \rightarrow 0} \frac{F_A|_{W=0} - F_A|_{W=W}}{\Delta W} = (-r_A)$$

$$-\frac{dF_A}{dW} = (-r_A) \dots \dots \dots (1)$$

Penyederhanaan

$$dW = \frac{dF_A}{-r_A} \text{ dengan } F_A = F_{A0}(1 - X_A) \dots \dots \dots (2)$$

$$dW = \frac{d(F_{A0}(1 - X_A))}{-r_A} \dots \dots \dots (3)$$

$$dW = F_{A0} \times \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$\int_0^W dW = F_{A0} \int_{X_A=0}^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$W = F_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} \dots \dots \dots (4)$$

Dengan $(-r_A) = kC_A$

Volume Catalyst = Volume tube . (1- ε) dimana ε adalah *porosity*

Dimana:

$$dW = \rho_B \times dV$$

$$= \rho_B \frac{\pi}{4} \times dt^2 \times dz \times Nt$$

$$= \rho_B \frac{\pi}{4} \times dt^2 \times Nt \times (1 - \varepsilon) dz. . (5)$$

Substitusi persamaan (5) ke persamaan (3)

$$dW = F_{A0} \frac{d(1 - X_A)}{-r_A}$$

$$\rho_B \frac{\pi}{4} \times dt^2 \times Nt \times (1 - \varepsilon) dz = F_{A0} \frac{d(1 - X_A)}{-r_A}$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{\rho_B \frac{\pi}{4} \times dt^2 \times Nt \times (1 - \varepsilon) dz \times (-r_A)}{F_{A0}}$$

dengan mengintegrasikan persamaan diatas maka didapat

$$Z = \frac{F_{A0}}{s.k} \int_0^X \frac{dX}{(-r_A)}$$

Keterangan:

ρ_B : densitas bulk katalis

dt : diameter *tube*

ε : porositas katalis

F_{A0} : input gas A

N_t : jumlah *tube*

$-r_A$: *rate of reactant*

S : luas permukaan *tube*

Z : panjang *tube*

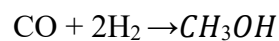
V : volume *tube*

W : berat katalis

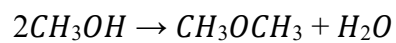
A : luas perpindahan panas

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor

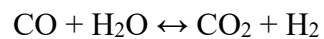
Reaksi pembentukan metanol:



Reaksi dehidrasi metanol :



Reaksi *water gas shift*



- **Stoikiometri Reaksi**

Reaksi pembentukan metanol :

Tabel Lampiran 1. 2 Reaksi Pembentukan Metanol

Komponen	Kode	Mula-Mula	Laju Massa	Produk
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Karbon Monoksida	A	F_{A0}	$F_{A0}.X$	$FA = F_{A0} - F_{A0}.X$
Hidrogen	B	F_{B0}	$2F_{A0}.X$	$FB = F_{B0} - 2 F_{A0}.X$

Metanol	D	-	$F_{A0} \cdot X$	$FC = F_{A0} \cdot X$
Total		$F_{T0} = F_{A0} + F_{B0}$		$FT = F_{T0} - 2 F_{A0} \cdot X$

Reaksi dehidrasi metanol menjadi dimetil eter (DME) dan air:

Tabel Lampiran 1. 3 Reaksi dehidrasi metanol menjadi dimetil eter (DME) dan air

Komponen	Kode	Mula-Mula	Laju Massa	Produk
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Metanol	D	F_{D0}	$F_{D0} \cdot X$	$FD = F_{D0} - F_{D0} \cdot X$
Dimetil Eter	E	-	$0,5F_{D0} \cdot X$	$FE = 0,5F_{D0} \cdot X$
Air	W	-	$0,5F_{D0} \cdot X$	$FW = 0,5F_{D0} \cdot X$
Total		$F_{T0} = F_{D0}$		$FT = F_{T0}$

Reaksi *water gas shift*:

Tabel Lampiran 1.4 Reaksi *water gas shift*:

Komponen	Kode	Mula-Mula	Laju Massa	Produk
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Karbon Monoksida	A	F_{A0}	$F_{A0} \cdot X$	$FA = F_{A0} - F_{A0} \cdot X$
Air	W	F_{W0}	$F_{A0} \cdot X$	$FW = F_{W0} - F_{A0} \cdot X$
Karbon Dioksida	C	-	$F_{A0} \cdot X$	$FC = F_{A0} \cdot X$
Hidrogen	B	F_{B0}	$F_{A0} \cdot X$	$FB = F_{B0} - F_{A0} \cdot X$
Total		$F_{T0} = F_{A0} + F_{B0} + F_{W0}$		$FT = F_{T0}$

- Koefisien Adsorpsi (K)

$$ki = Ai \exp \frac{Bi}{RT}$$

Dimana : R = 8,314 J/mol.K

Tabel Lampiran 1.5 Koefisien Adsorpsi (K)

	A	E	K
k1	7.380	-54.307	7.380
k2	5.059	-57.515	5.059
k3	1.062	-43.473	1.062
k4	7,3976	-20.436	7,3976

- Koefisien Adsorpsi (K)**

$$k_i = A_i \exp \frac{B_i}{RT}$$

Tabel Lampiran 1.6 Koefisien Adsorpsi Komponen

Komponen	A	E	K
CO	3,934E-06	37.373	3,934E-06
CO ₂	1,858E-06	53.795	1,858E-06
H ₂	0.6716	-6.476	0.6716
CH ₃ OH	3,840E-06	54.689	3,840E-06

- Persamaan Kecepatan Reaksi (-r_A)**

$$r_{CO} = \frac{k_1 f_{CO} f_{H_2} (1 - \beta_1)}{(1 + K_{CO} f_{CO} + K_{CO_2} f_{CO_2} + K_{H_2} f_{H_2})^3} \quad \beta_1 = \frac{f_{CH_3OH}}{K_{f1} f_{CO} f_{H_2}^2}$$

$$r_{CO_2} = \frac{k_2 f_{CO_2} f_{H_2}^3 (1 - \beta_2)}{(1 + K_{CO} f_{CO} + K_{CO_2} f_{CO_2} + K_{H_2} f_{H_2})^4} \quad \beta_2 = \frac{f_{CH_3OH} f_{H_2O}}{K_{f2} f_{CO_2} f_{H_2}^3}$$

$$r_{DME} = \frac{k_3 f_{CH_3OH} (1 - \beta_3)}{(1 + \sqrt{K_{CH_3OH} f_{CH_3OH}})^2} \quad \beta_3 = \frac{f_{DME} f_{H_2O}}{K_{f3} f_{CH_3OH}^3}$$

$$r_{WGS} = \frac{k_4 f_{H_2O} (1 - \beta_4)}{(1 + K_{CO} f_{CO} + K_{CO_2} f_{CO_2} + \sqrt{K_{H_2} f_{H_2}})^2} \quad \beta_4 = \frac{f_{CO_2} f_{H_2}}{K_{f4} f_{CO} f_{H_2O}}$$

- **Konstanta Keseimbangan (Kf)**

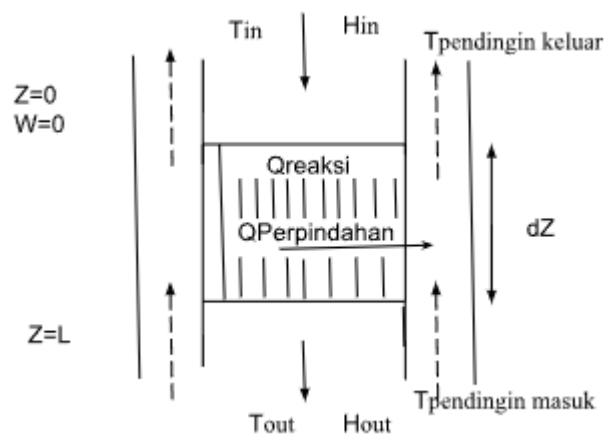
$$\ln K_{f1}, K_{f2} = \frac{4213}{T} - 5,725 \ln T - 1,707 \times 10^{-3}T + 2,682 \times 10^{-6}T^2 - 7,232 \times 10^{-10}T^3 + 17,6$$

$$\ln K_{f3} = \frac{4019}{T} + 3,707 \ln T - 2,783 \times 10^{-3}T + 3,8 \times 10^{-7}T^2 - \frac{6,561 \times 10^4}{T^3 - 26,64}$$

$$\ln K_{f4} = \frac{2167}{T} - 0,225 \ln T - 1,037 \times 10^{-3}T - 2,331 \times 10^{-7}T^2 - 1,2777$$

b. Perubahan suhu tiap satuan panjang *tube*

Pada reaktor *fixed bed multitube*, gas mengalir di dalam *tube* berisi katalis. Sementara itu, media pendingin mengalir di luar *tube* (*shell*) dengan arah berlawanan. Proses ini menyerupai penukar kalor, dimana panas dipindahkan antara gas dan pendingin untuk mengontrol suhu reaksi.



Gambar Lampiran 1.2 Perubahan suhu tiap satuan panjang *tube*

$$H_{\text{masuk}} - H_{\text{keluar}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{perpindahan}} = \text{Akumulasi energi}$$

Karena steady state, maka akumulasi = 0

$$H_{\text{masuk}} - H_{\text{keluar}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{perpindahan}} = 0$$

Dimana:

$$H_{\text{masuk}} = \sum F_i C_{p,i} T|_Z$$

$$H_{\text{keluar}} = \sum F_i C_{p,i} T|_{Z+\Delta Z}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = (-\Delta H) F_{A0} \Delta X_A$$

$$Q_{\text{hilang}} = UD \cdot Nt \cdot \pi \cdot ID_t \Delta Z (T - Ts)$$

$$\sum F_i C_{p,i} T|_Z - \sum F_i C_{p,i} T|_{Z+\Delta Z} + (-\Delta H) F_{A0} \Delta X_A - UD \cdot Nt \cdot \pi \cdot ID_t \Delta Z (T - Ts) = 0$$

$$\sum F_i C_{p,i} [T|_{Z+\Delta Z} - T|_Z] + (-\Delta H) F_{A0} \Delta X_A - UD \cdot Nt \cdot \pi \cdot ID_t \Delta Z (T - Ts) = 0$$

Bagi dengan ΔZ

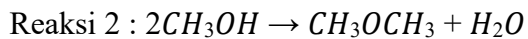
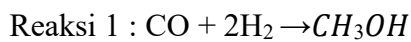
$$\sum F_i C_{p,i} \cdot \frac{T|_{Z+\Delta Z} - T|_Z}{\Delta Z} + (-\Delta H) F_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} - UD \cdot Nt \cdot \pi \cdot ID_t \Delta Z (T - Ts) = 0$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\sum F_i C_{p,i} \cdot \frac{dT}{dZ} = (-\Delta H) F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} - UD \cdot Nt \cdot \pi \cdot ID_t \Delta Z (T - Ts)$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H) F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} - UD \cdot Nt \cdot \pi \cdot ID_t \Delta Z (T - Ts)}{\sum F_i C_{p,i}}$$

- **Panas Reaksi (ΔH_r)**



Reaksi 3 : $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$

$$\Delta H_r = \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan (standar)}$$

Reaksi 1 :

$$\begin{aligned}\Delta H_{r1} &= (-201,17) - (-110,5 + 2(0)) \\ &= -90,67 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Reaksi 2 :

$$\begin{aligned}\Delta H_{r2} &= (-184,05 + (-241,8)) - (2(-201,17)) \\ &= -23,51 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Reaksi 3 :

$$\begin{aligned}\Delta H_{r3} &= (-393,5 + 0) - (-110,5 + (-241,8)) \\ &= -41,2 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

4. Perancangan Reaktor

a. Menentukan karakteristik dan spesifikasi katalis

Dalam pra rancangan reaktor ini, menggunakan katalis $\text{CuO}-\text{ZnO}-\text{Al}_2\text{O}_3/\gamma-\text{Al}_2\text{O}_3$ dengan spesifikasi sebagai berikut:

Bentuk	: Pellet
Densitas partikel	: 1400 kg/m^3
Diameter partikel	: 5 mm
Stabilitas suhu	: stabil hingga 350°C
Luas permukaan spesifik	: $150\text{-}250 \text{ m}^2/\text{g}$
Porositas	: 0,5

b. Menentukan Kondisi Umpan

1. Menghitung densitas umpan

Untuk menentukan densitas umpan menggunakan persamaan berikut :

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}}$$

$$\frac{B \cdot P_C}{R \cdot T_C} = B^0 + \omega B^1$$

$$Z = 1 + \left[\frac{BP_C}{RT_C} \right] \left[\frac{P_r}{T_r} \right]$$

Tabel Lampiran 1.7 Menghitung Densitas Umpan

Komponen	BM	Laju Mol	Laju Massa	y _i	ω	P _{ci}	T _{ci}
		kmol/jam	kg/jam			atm	K
H ₂	2,0159	1.459,383	2.941,941	0,333	-0,216	12,958	33,19
CO	28,0104	729,691	20.438,951	0,667	0,0482	34,532	132,92
CO ₂	44,0098	0,000	0,000	0,000	0,2236	72,864	304,21
CH ₃ OCH ₃	46,069	0,000	0,000	0,000	0,2002	217,754	400,1
CH ₃ OH	32,0422	0,000	0,000	0,000	0,5658	52,997	512,5
H ₂ O	18,0153	0,000	0,000	0,000	0,3449	79,782	647,096
Total		2.189,074	23.380,892	1,000			

Tabel 1.7 lanjutan Menghitung Densitas Umpan

Komponen	P _{ri}	T _{ri}	B ⁰	B ¹	$\frac{BP_C}{RT_C}$	Z
	Atm	K				atm
H ₂	3,046	16,666	0,078	0,139	0,048	1,009
CO	1,143	4,162	0,040	0,139	0,047	1,013

CO ₂	0,542	1,818	-0,079	0,125	-0,051	0,985
CH ₃ OCH ₃	0,745	1,383	-0,168	0,095	-0,149	0,920
CH ₃ OH	0,495	1,079	-0,290	0,014	-0,282	0,871
H ₂ O	0,181	0,855	-0,459	-0,193	-0,526	0,888

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z}$$

$$\rho = 9,153 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho = 0,571 \text{ lb/ft}^3$$

Keterangan :

R = Konstanta gas ideal (0,08260 L.atm/mol.K)

T = Suhu Reaksi (553.15 K)

P = Tekanan Operasi (39,48 atm)

BM = Berat Molekul (kg/kmol)

Z = Faktor Kompresibilitas gas

2. Menghitung Viskositas Umpan

Untuk menghitung viskositas gas campuran pada suhu 280 °C, menggunakan persamaan berikut:

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2$$

$$\mu_{Mixture} = \frac{\sum y_i \cdot \mu \sqrt{BM}}{\sum y_i \sqrt{BM}}$$

Tabel Lampiran 1.8 Viskositas Umpan per Komponen

Komponen	BM	A	B	C	μ
H ₂	2,0159	27,758	0,212	-3,28E-05	133,23
CO	28,0104	35,086	0,50651	-1,33E-04	270,92
CO ₂	44,0098	11,336	0,49918	-1,09E-04	250,38
CH ₃ OCH ₃	46,069	-4,276	0,303	6,35E-05	179,03
CH ₃ OH	32,0422	-14	0,39	-6,28E-05	179,30
H ₂ O	18,0153	-36,83	0,429	-1,62E-05	191,40

(Yaws,1999)

$$\mu = 0,0571 \text{ lb/ft} \cdot \text{hr}$$

3. Menentukan Konduktivitas Umpan (k)

Untuk menghitung konduktivitas gas campuran pada suhu 280 °C menggunakan persamaan berikut:

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

Tabel Lampiran 1.9 Kostantan Konduktivitas per Komponen

Komponen	BM	A	B	C
H ₂	2,0159	0,03951	4,95E-04	-6,49E-08
CO	28,0104	1,50E-03	8,27E-05	-1,92E-08
CO ₂	44,0098	-1,18E-02	1,02E-04	-2,22E-08
CH ₃ OCH ₃	46,069	-3,15E-02	1,505E-04	1,39E-09
CH ₃ OH	32,0422	2,34E-03	5,43E-06	1,32E-07
H ₂ O	18,0153	5,30E-04	4,71E-05	4,96E-08

(Yaws,1999)

$$k_{gas} = 0,1007 \text{ Btu/hr} \cdot \text{ft} \cdot F$$

4. Menghitung Kapasitas Panas Umpan (Cp)

Untuk menghitung kapasitas panas gas campuran pada suhu 280 °C , maka menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$C_{p_{\text{gas}}} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \text{ (kJ/kmol.K)}$$

Tabel Lampiran 1.10 Kostanta Kapasitas Panas Umpan (Cp)

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂	25,00	2,00E-02	-3,90E-05	3,20E-08	-8,80E-12
CO	30,00	-6,60E-03	2,00E-05	-1,20E-08	2,30E-12
CO ₂	27,00	4,20E-02	-2,00E-05	4,00E-09	-3,00E-12
CH ₃ OCH ₃	35,00	7,00E-02	1,70E-04	-1,80E-07	4,90E-11
CH ₃ OH	40,00	-3,80E-02	2,50E-04	-2,20E-07	6,00E-11
H ₂ O	34,00	-8,40E-03	3,00E-05	-1,80E-08	3,70E-12

$$C_{p_{\text{gas}}} = 29,697 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$C_{p_{\text{gas}}} = 7,0931 \text{ Btu/lbmol.F}$$

5. Menentukan Jenis Pendingin

Pendingin yang digunakan adalah air.

Komponen : Air Umpan Boiler

BM : 18,015

6. Menghitung Kapasitas Panas Air Umpan Boiler

$$T = 105 \text{ °C} = 378,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^2$$

Tabel Lampiran 1.11 Kostanta Kapasitas Panas Air Umpan Boiler

Komponen	A	B	C	D
Air	92,053	-3,9953E-02	2,1103E-04	5,3469E-07

(Yaws, 1999, Tabel 3-2)

$$\text{Kapasitas panas } (C_p) = 75,68 \text{ kJ/Kg.K} = 1,8132 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

7. Menghitung Densitas Air Umpan Boiler

$$T = 105^\circ\text{C} = 378,15 \text{ K}$$

$$\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n}$$

Tabel Lampiran 1.12 Kostanta Densitas Air Umpan Boiler

Komponen	A	B	C	T _c
Air	0,3471	0,274	0,2857	647,13

(Yaws, 1999, Tabel 8-2)

$$\text{Densitas } (\rho) = 955,658 \text{ kg/m}^3 = 59,66 \text{ lb/ft}^3$$

8. Menghitung Viskositas Air

$$T = 105^\circ\text{C} = 378,15 \text{ K}$$

$$\log = A + B/T + CT + DT^2$$

Tabel Lampiran 1.13 Kostanta Viskositas Air Umpan Boiler

Komponen	A	B	C	D
Air	-10,2158	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05

(Yaws, 1999, Tabel 22-2)

$$\text{Viskositas } (\mu) = 1,9116 \text{ lb/ft.jam}$$

9. Menghitung *Thermal Conductivity*

$$T = 105^\circ\text{C} = 378,15 \text{ K}$$

$$k = A + BT + CT^2$$

Tabel Lampiran 1.14 Kostanta *Thermal Conductivity*

Komponen	A	B	C
Air	-0,2758	4,612E-03	-5,5391E-06

(Yaws, 1999, Tabel 24-2)

$$\text{Thermal Conductivity (k)} = 0,394 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

c. Menghitung Dimensi Reaktor

1. Menentukan Jenis, Ukuran, dan Susunan *Tube*

Untuk memastikan perpindahan panas berjalan efektif, penting untuk memilih diameter pipa reaktor yang tepat. Dalam kasus reaksi eksotermis, aliran gas dalam pipa sebaiknya bersifat turbulen karena kondisi ini menghasilkan koefisien perpindahan panas yang lebih besar. Berdasarkan penelitian Colburn (Smith, 1981), pengaruh rasio D_p/D_t pada koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi katalis dibandingkan dengan pipa kosong, h_w/h sebagai berikut:

Table Lampiran 1. 15 Rasio D_p/D_t dan h_w/h

D_p/D_t	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
h_w/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

(Smith, *Chem Kinetic Eng*, P.571)

Dipilih rasio $D_p/D_t = 0,15$ karena dapat menghasilkan perpindahan panas yang paling besar dibanding rasio lainnya.

Dimana:

D_p : diameter katalisator

Dt: diameter *tube*

hw: koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h: koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

Sehingga:

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,005 \text{ m}$$

$$D_t = 0,005/0,15$$

$$= 0,03 \text{ m}$$

$$= 1,31 \text{ inch}$$

Berdasarkan hasil perhitungan tersebut, dipilih ukuran pipa standar yang mengacu pada Tabel 11 (Kern,1950), sebagai berikut:

- *Nominal pipe size* : 3 inch
- *OD tube* : 3,5 inch
- *ID tube* : 3,068 inch
- *Schedule Number* : 40
- *Flow area* per pipa : 7,38 inch²
- *P_T (Pitch)* : 1,25 x OD_t
: 4,429 inch
- *Clearance (C)* : P_T – OD_t
: 0,929 inch

Susunan *tube* yang digunakan dipilih dengan pola triangular pitch karena mampu menciptakan aliran fluida yang lebih besar di dalam shell dan koefisien perpindahan panas secara konveksi (*h_o*)

menjadi lebih besar dibandingkan dengan susunan persegi (Kern,1950).

2. Menghitung diameter dalam *shell*

$$IDs = \sqrt{\frac{2 \times Nt \times 0,5 \times \sin 60 \times PT^2}{\frac{\pi}{4}}}$$

$$IDs = 65,773 \text{ inch} = 1,67 \text{ meter}$$

3. Menghitung *baffle space* (B)

$$B = (0,2 \sim 1) IDs$$

$$= 0,25 \times IDs$$

$$B = 16,443 \text{ inch} = 0,418 \text{ m}$$

4. Menghitung koefisien perpindahan menyeluruh (Ud)

4.1. *Shell side* Fluida Dingin (Air)

4.1.1. Menghitung *Flow area*

$$ID_{shell} = 65,773 \text{ inch}$$

$$P_T = 4,429 \text{ inch}$$

$$B = 16,443 \text{ inch}$$

$$C' = 0,929 \text{ inch}$$

$$De = \frac{4 \times (\frac{1}{2} PT^2 \times 0,86 - \frac{\pi}{8} ODT^2)}{6\pi ODT}$$

$$De = 0,2197 \text{ inch} = 0,0183 \text{ ft}$$

$$as = \frac{IDs \times B \times C'}{PT \times 144}$$

$$= 226,876 \text{ inch}^2 = 1,576 \text{ ft}^2$$

4.1.2. Menghitung laju aliran massa dalam *shell* (Gs)

$$Gs = \frac{W}{as}$$

$$= \frac{72543,95 \text{ lb/hr}}{1,575 \text{ ft}^2} = 46044,049 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}}$$

4.1.3. Menghitung Bilangan Re

Pada $T_{avg} = 105^\circ\text{C}$

$$\mu = 1,912 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}}$$

$$Re = \frac{Gs \times De}{\mu}$$

$$Re = \frac{46044,156 \text{ lb/ft}^2\text{hr} \times 0,0183 \text{ ft}}{1,912 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}}} = 441,135$$

4.1.4. Mencari jH

$jH = 11$ (Appendix Kern, Fig. 28)

4.1.5. Menghitung ho/ϕ_s

$$ho/\phi_s = jH \cdot \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 448,52$$

4.2. Tube side Fluida Panas (Gas Reaktan)

4.2.1. Menghitung Flow area

$$a't = 7,38 \text{ in}^2$$

$$Nt = 200 \text{ tubes}$$

$$n = 1$$

$$at = \frac{Nt \times at}{144 \times n}$$

$$at = 10,25 \text{ ft}^2$$

4.2.2. Menghitung (Gt)

$$Gt = \frac{W}{at}$$

$$Gt = 5028.882 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{hr}$$

4.2.3. Menghitung Bilangan Re

$$Re = \frac{Gt \times Dt}{\mu}$$

$$= 22528,145$$

4.2.4. Mencari jH

$$jH = 82 \text{ (Appendix Kern, Fig. 28)}$$

4.2.5. Menghitung $ho/\phi t$

$$ho/\phi t = jH \cdot \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 113,081$$

4.2.6. Menghitung *tube wall temperature*

$$tw = tc + \frac{hio/\phi t}{hio/\phi t + ho/\phi s} (Tc - tc)$$

$$tw = 382,62 \text{ Farentheit}$$

4.2.7. Mencari μ_w (μ fluida pada tw) dan tentukan ϕ_s dari

Fig 24 (shell)

$$\mu_w = 1,450$$

$$\phi_s = 0,9184$$

4.2.8. Mencari μ_w (μ fluida pada t_w) dan tentukan ϕ_s dari

Fig 24 (*tube*)

$$\mu_w = 1,45$$

$$\phi_t = 0,562$$

4.2.9. Menghitung h_o

$$h_o = \frac{(h_o/\phi_s)}{\phi_s}$$

$$h_o = 448,696 \text{ Btu/ft}^2 \text{ jam F}$$

4.2.10. Menghitung h_{io}

$$h_{io} = \frac{(h_{io}/\phi_t)}{\phi_t}$$

$$h_{io} = 55,687 \text{ Btu/ft}^2 \text{ jam F}$$

4.2.11. Menghitung *clean overall coefficient* (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} + h_o}{h_{io} \times h_o}$$

$$U_c = 49,54 \text{ Btu/ft}^2 \text{ jam F}$$

4.2.12. Menghitung koefisien perpindahan menyeluruh (U_d)

$$R_{d_{\text{shell}}} = 0,001$$

$$R_{d_{\text{tube}}} = 0,0005$$

$$R_{d_{\text{total}}} = 0,0015$$

$$U_d = \frac{1}{R_d + \frac{1}{U_c}}$$

$$U_d = 46,112$$

5. Perubahan tekanan tiap satuan panjang *tube*

Pressure drop dalam *tube* pada reaktor *fixed bed multitube* dapat dihitung dari persamaan berikut :

$$\Delta P = \frac{fk \cdot G t^2 \cdot \left(\frac{\theta}{\theta^2}\right)}{D_p \cdot gc \cdot f}$$

$$\text{Dimana } fk = 1,75 + \frac{150 \cdot (1-\theta)}{\frac{D_p \cdot G t}{\mu}}$$

$$fk = 1,802$$

$$\Delta P = 0,143 \frac{atm}{ft}$$

$$\text{Maka } \Delta P_{total\ tube} = 1,9738\ atm$$

6. Menentukan Tebal *Shell Side*

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-212 Grade B*

Allowable stress (f) : 17.500 psi

Joint Efficiency (E) : 85%

Corrosion allowance (c) : 0.125 inch

Maka untuk menentukan tebal *shell* (ts) dapat digunakan persamaan berikut:

$$ts = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + c$$

Keterangan:

ts = *Thickness of shell* (inch)

P = *Design pressure* (psi)

r = 1/2. IDs (inch)

f = *Allowable stress* (psi)

E = *Joint efficiency*

$c = \text{Corrosion allowance (inch)}$

Dimana

Tekanan *design*

P desain : 28,593 atm = 420,206 psi

$$ts = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + c$$

$ts = 1,07 \text{ inch}$

$ts \text{ standar} = 1,125 \text{ inch}$

7. Menentukan Tebal *Head* Reaktor

Bahan konstruksi memakai bahan yang sama dengan bagian *shell*

$$tH = \frac{P \times IDs}{2fE - 0,2P} + c$$

$tH = 1,057 \text{ inch}$

Tebal *head* standar yang digunakan = 1,125 inch

$sf = 3 \text{ inch}$

$ID = 65,773 \text{ inch}$

$OD = 72 \text{ inch}$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$a = 32,88 \text{ inch}$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$b = 11,367 \text{ inch}$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$AB = 28,511 \text{ inch}$

$$BC = r - (icr)$$

$$BC = 61,625 \text{ inch}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (OA)} &= tH + b + sf \\ &= 15,49 \text{ inch} = 0,393 \text{ meter} \end{aligned}$$

8. Menentukan Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total (H total)} &= \text{panjang tube} + 2 \times \text{H head} \\ &= 157,48 \text{ inch} + 2 \times 15,492 \text{ inch} \\ &= 188,464 \text{ inci} \\ &= 4,78 \text{ meter} \end{aligned}$$

9. Menghitung Volume Reaktor dan Berat Katalis

$$\text{Residence time } (\tau) = 11,647 \text{ detik}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} &= \tau \times v \\ &= 8,264 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{katalis}} &= (1-) V_{\text{reaktor}} \\ &= 4,131 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat} &= V_{\text{katalis}} \times \rho_{\text{bulk}} \\ &= 5784,66 \text{ kg} \end{aligned}$$

10. Menghitung Tinggi Tumpukan Katalis

Dipilih pipa dengan ukuran :

- *Nominal pipe size* : 3 inch
- *OD tube* : 3,5 inch
- *ID tube* : 3,068 inch
- *Schedule Number* : 40

Perhitungan tinggi katalis dalam 1 *tube*

$$Z_{katalis} = \frac{V_{katalis}}{(1 - \varepsilon) \times A_{tube}}$$

$$Z_{katalis} = 4 \text{ m}$$

Dipilih *tube* Panjang standar : 4 meter

Sehingga tinggi tumpukan katalis :

$$Z = 80\% \text{ tinggi } tube$$

$$= 3,2 \text{ meter}$$

11. Nozzle

Menghitung *nozzle* digunakan persamaan sebagai berikut :

$$D_{opt} = 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37}$$

11.1. Diameter Saluran Gas Umpan

$$G \text{ (Kecepatan Umpan Masuk)} = 6,49469 \text{ kg/s}$$

$$\rho \text{ (Densitas Gas Umpan Masuk)} = 9,1534 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} \text{ (Diameter Optimum)} = 348,127 \text{ mm}$$

$$= 13,706 \text{ inch}$$

Dari Tabel 11 Kern, dipilih ukuran standar yaitu:

- IPS : 14 inch
- ID : 14 inch
- OD : 13,25 inch
- *Schedule Number* : 40
- *Flow Area per pipe* : 138 inch²
- *Surface per lin ft*
 - *Outside* : 3,66

- *Inside* : 3,47

• *Weight per lin ft* : 54,6

11.2. Diameter Saluran Gas Keluar

G (Kecepatan Umpan Masuk) = 6,49469 kg/s

ρ (Densitas Gas Umpan Masuk) = 9,970 kg/m³

Dopt (Diameter Optimum) = 337,289 mm

= 13,279 inch

Dari Tabel 11 Kern, dipilih ukuran standar yaitu:

• IPS : 14 inch

• ID : 14 inch

• OD : 13,25 inch

• *Schedule Number* : 40

• *Flow Area per pipe* : 138 inch²

• Surface per lin ft

- Outside : 3,66

- Inside : 3,47

• Weight per lin ft : 54,6

11.3. Diameter Saluran Fluida dingin Masuk

G (Kecepatan Umpan Masuk) = 9,140 kg/s

ρ (Densitas Gas Umpan Masuk) = 955,66 kg/m³

Dopt (Diameter Optimum) = 74,72 mm

= 2,9 inch

Dari Tabel 11 Kern, dipilih ukuran standar yaitu:

- IPS : 3 inch
- ID : 3,5 inch
- OD : 3,068 inch
- *Schedule Number* : 40
- *Flow Area per pipe* : 7,38 inch²
- *Surface per lin ft*
 - *Outside* : 0,917
 - *Inside* : 0,804
- Weight per lin ft : 7,58

11.4. Diameter Saluran Fluida Dingin Keluar

$$\begin{aligned}
 G \text{ (Kecepatan Umpan Masuk)} &= 9,140 \text{ kg/s} \\
 \rho \text{ (Densitas Gas Umpan Masuk)} &= 955,66 \text{ kg/m}^3 \\
 D_{opt} \text{ (Diameter Optimum)} &= 74,72 \text{ mm} \\
 &= 2,9 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 11 Kern, dipilih ukuran standar yaitu:

- IPS : 3 inch
- ID : 3,5 inch
- OD : 3,068 inch
- *Schedule Number* : 40
- *Flow Area per pipe* : 7,38 inch²
- *Surface per lin ft*
 - *Outside* : 0,917
 - *Inside* : 0,804

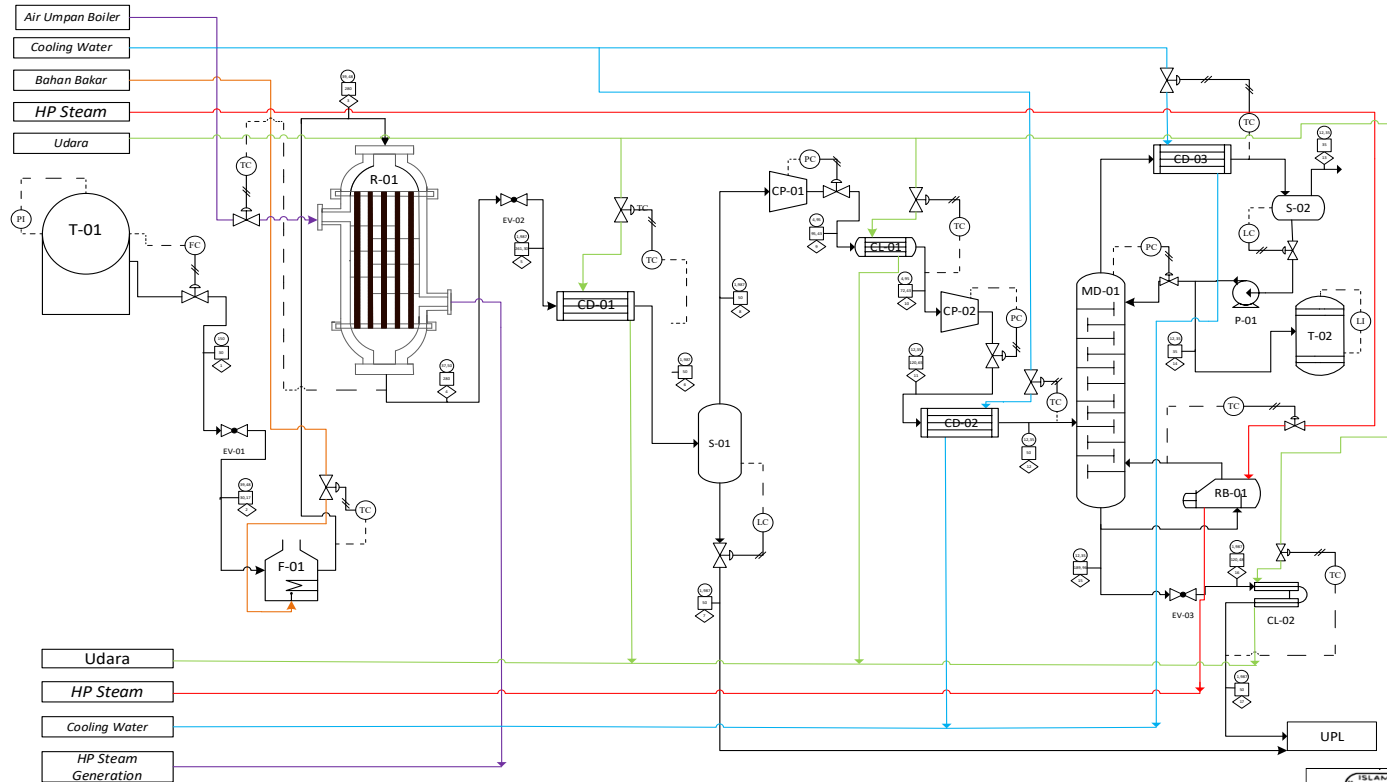
- *Weight per lin ft* : 7,58

Tabel Lampiran 1.16 Spesifikasi Reaktor (R-01)

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-01
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan dimetil eter dari CO dan H ₂ dengan bantuan katalis CuO/ZnO/Al ₂ O ₃ γ-Alumina
Tipe	<i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Fase	Gas dan Katalis padat
Jumlah	1
Bahan Konstruksi	Stainless Steel SA-212 Grade B
Katalis	
Jenis	<i>CuO/ZnO/Al₂O₃γ-Alumina</i>
Diameter	5 mm
Bentuk	Pellet
<i>Bulk Density</i>	1400 kg/m ³
Porositas	0,5
Berat Katalis	5784,66 kg
Tube	
Jumlah Tube	200 buah
OD	3,5 inch
ID	3,068 inch
Panjang	13,12 ft
<i>Pressure Drop</i>	2 bar
Shell	
OD	68,02 inch
ID	65,77 inch
Waktu tinggal	11,647 detik
Tinggi Reaktor	4,78 meter
Volume Reaktor	8,264 m ³

LAMPIRAN B. PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK DIMETIL ETHER DARI SYNGAS
DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 110.000 TON/TAHUN**



KETERANGAN SIMBOL	
	: Tekanan, atm
	: Suhu, °C
	: Nomor Arus
	: Control Valve
	: Arus Sinyal Pneumatic
	: Arus Sinyal Listrik
	: Arus Proses
	: Arus Steam
	: Arus Bahan Bakar
	: Arus Cooling Water
	: Arus Udara
	: Arus HP Steam Generation

KETERANGAN ALAT	
ACC	: Accumulator
CD	: Condensor
CL	: Cooler
CP	: Compressor
EV	: Expansion Valve
F	: Furnace
MD	: Menara Distilasi
P	: Pompa
R	: Reaktor
RB	: Reboiler
S	: Separator
T	: Tangki Penyimpanan
UPL	: Unit Pengolahan Limbah

KETERANGAN INSTRUMEN	
FC	: Flow Control
PC	: Pressure Control
TC	: Temperature Control
LC	: Level Control
PI	: Pressure Indicator
LI	: Level Indicator

Komponen	No. Arus																
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
CO	(kg/jam)	20438,95	20438,95	20438,95	5,61	5,61	5,61	0,03	5,58	5,58	5,58	5,58	3,62	1,97	0,00	0,00	0,00
H ₂	(kg/jam)	2941,94	2941,94	2941,94	9,37	9,37	9,37	0,00	9,37	9,37	9,37	9,37	9,37	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	(kg/jam)	0,00	0,00	0,00	62,29	62,29	62,29	3,99	58,30	58,30	58,30	58,30	9,07	49,23	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	(kg/jam)	0,00	0,00	0,00	6497,64	6497,64	6497,64	6220,64	277,00	277,00	277,00	277,00	0,00	7,63	269,37	269,37	269,37
CH ₃ OH	(kg/jam)	0,00	0,00	0,00	124,90	124,90	124,90	89,00	35,91	35,91	35,91	35,91	0,13	35,77	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ O	(kg/jam)	0,00	0,00	0,00	16681,09	16681,09	16681,09	3691,42	12989,67	12989,67	12989,67	12989,67	440,68	12548,99	0,01	0,01	0,01
Total	(kg/jam)	23380,89	23380,89	23380,89	23380,89	23380,89	23380,89	10005,07	13375,82	13375,82	13375,82	13375,82	462,86	12643,58	269,38	269,38	269,38



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK DIMETIL ETHER DARI SYNGAS
DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 110.000 TON/TAHUN**

Dikerjakan Oleh :

- Sophia Amelia (21521088)
- Annisa Febriana Seruni (21521089)

Dosen Pembimbing :

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D.,

LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Sophia Amelia
 No. Mahasiswa 1 : 21521088
 Nama Mahasiswa 2 : Annisa Febriana Seruni
 No. Mahasiswa 2 : 21521089
 Judul Pra rancangan Pabrik : PraRancangan Pabrik Dimetil Eter dari *Syngas* kapasitas 110.000 ton / tahun

Mulai Masa Bimbingan : 14 September 2024
 Selesai Masa Bimbingan : 13 September 2025

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	25 September 2024	Penentuan awal kapasitas pabrik	
2.	3 Oktober 2024	Konsultasi pemilihan <i>route</i> proses pembuatan dme dari <i>syngas</i>	
3.	16 Oktober 2024	Konsultasi tinjauan kinetika dan termodinamika	
4.	11 Februari 2025	Konsultasi pembuatan diagram alir dan neraca massa	
5.	26 Februari 2025	Konsultasi perancangan reaktor	
6.	20 Maret 2025	Konsultasi Perhitungan neraca massa	
7.	22 Mei 2025	Evaluasi dan revisi perancangan reaktor	
8.	27 Mei 2025	Konsultasi mengenai perancangan alat pemisah	
9.	13 Juni 2025	Konsultasi mengenai alat transportasi bahan	
10.	18 Juni 2025	Konsultasi mengenai PEFD dan perancangan tangki penyimpanan	
11.	2 Juli 2025	Konsultasi alat penukar panas	
12.	1 Agustus 2025	Konsultasi utilitas pabrik	
13.	5 Agustus 2025	Konsultasi reaktor di Aspen dan lokasi pabrik	
14.	11 Agustus 2025	Konsultasi perhitungan neraca panas	
15.	13 Agustus 2025	Konsultasi evaluasi ekonomi	

Disetujui Draft Penulisan :
 Yogyakarta, 26 Agustus 2025
 Pembimbing,

